



TITLE:

下水汚泥処理システムのエネルギー効率化に関する研究(
Dissertation_全文)

AUTHOR(S):

清水, 治

CITATION:

清水, 治. 下水汚泥処理システムのエネルギー効率化に関する研究. 京都大学, 1985, 工学博士

ISSUE DATE:

1985-07-23

URL:

<https://doi.org/10.14989/doctor.r5664>

RIGHT:

下水汚泥処理システムの エネルギー効率化に関する研究

1 9 8 5 年

清 水 治

目 次

緒 論	1
参 考 文 献	2
第 1 章 下水汚泥処理のエネルギー評価	4
第 1 節 汚泥処理でのエネルギー消費量	4
第 2 節 エネルギー単位	8
第 2 章 汚泥処理プロセスの課題	11
第 1 節 現状における汚泥処理プロセス	11
第 2 節 汚泥処理のシステム化	15
参 考 文 献	18
第 1 編 濃縮プラントのエネルギー効率化	21
緒 言	23
第 1 章 下水汚泥の重力濃縮プラントの効率化	25
第 1 節 回分テストの標準化	27
第 2 節 濃縮槽での腐敗防止方法	31
第 3 節 初期汚泥濃度の影響	37
第 4 節 実用プラントでの検討	40
第 5 節 考 察	49
参 考 文 献	54
第 2 章 加圧浮上濃縮による下水汚泥濃縮の効率化	56
第 1 節 回分テスト機による実験	56
第 2 節 ベンチスケールテスト機での検討	59
第 3 節 考 察	68
参 考 文 献	70
第 3 章 立形遠心濃縮機による下水汚泥濃縮の効率化	71
第 1 節 立形遠心濃縮機の概要	72
第 2 節 小形機による基礎実験	76
第 3 節 実用機による連続実験	85

第4節	電力消費量の検討	98
第5節	大形機による実施例	104
	参考文献	114
第4章	濃縮プラントのエネルギー評価	116
	参考文献	119
第2編	調質脱水プラントのエネルギー効率化	121
	緒言	123
第1章	無機凝集剤による下水汚泥の脱水プラントの効率化	125
第1節	真空脱水機による下水汚泥の脱水	125
第2節	加圧脱水機による下水汚泥の脱水	142
第3節	無機凝集剤による脱水効率化のまとめ	154
	参考文献	155
第2章	高分子凝集剤による下水汚泥の脱水プラントの効率化	157
第1節	高分子凝集剤による汚泥の調質	157
第2節	遠心脱水機による下水汚泥の脱水	163
第3節	ベルトプレス型脱水機による下水汚泥の脱水	182
第4節	高分子凝集剤による脱水効率化のまとめ	198
	参考文献	199
第3章	無薬注（低温加圧熱処理）システムによる下水汚泥の 脱水プラントの効率化	201
第1節	低温加圧熱処理による下水汚泥の調質	202
第2節	低温加圧熱処理の分離液処理	222
第3節	低温加圧熱処理の臭気処理	249
第4節	低温加圧熱処理プラントの実施例	272
第5節	低温加圧熱処理による脱水効率化のまとめ	280
	参考文献	282
第4章	調質脱水プラントのエネルギー評価	286
	参考文献	293

第3編 焼却プラントのエネルギー効率化	295
緒 言	297
第1章 下水汚泥焼却炉のエネルギー効率化	299
第1節 下水汚泥脱水ケーキの性状	299
第2節 噴流式焼却炉による熱処理汚泥の焼却	302
第3節 階段式焼却炉による熱処理汚泥の焼却	323
第4節 熔融焼却炉による熱処理汚泥の焼却	331
参 考 文 献	341
第2章 汚泥焼却プラントのエネルギー評価	344
参 考 文 献	347
第4編 汚泥処理システムのエネルギー評価	349
緒 言	351
第1章 汚泥処理システムのモデル化	353
第2章 汚泥処理プラントの物質収支と返流水の算出	356
第1節 汚泥処理プロセスの選定	356
第2節 物質収支計算と返流水量の算出	358
第3節 計算結果と考察	365
参考文献	372
第3章 汚泥処理プラントのエネルギー量の算出	373
第1節 濃縮プラント	373
第2節 調質脱水プラント	382
第3節 乾燥焼却プラント	399
第4節 共通プラント	433
参考文献	436
第4章 汚泥処理システムの評価	438
第5章 まとめと今後の課題	454
結 言	457
謝 辞	458

緒 論

下水道の普及により、その処理施設から発生する汚泥は膨大となり、その処理、処分が大きな問題となってきた。昭和53年度末の建設省の実態調査¹⁾によると、濃縮汚泥（含水率97%）で $2,996 \times 10^4 \text{ m}^3$ となっており、下水処理の処理性能は汚泥処理で決定されると言っても過言ではない。ところが既に完成された下水処理場に於いては、建設時に水処理施設を中心とした水質保全に注目して、汚泥処理は汚泥の減量のみを目的とし、十分な処理方式の検討がなされていなかった。そのため現状の処理施設では、十分な汚泥処理を行うことができず、放流水質の規制強化もあいまって、もう一度汚泥処理方式を見直す時期にきている。下水汚泥の最終処分は、各自治体の置かれている自然的、社会的、経済的条件によって、その方式を論じ合うことが必要であり、単に標準化された設計指針によるプラント建設には多くの問題がある。現に汚泥処理方式は流動的であり、定まった方式はなく、その処理システムは各プロセスの方法を選択し、それを組み合わせることによって、最終処分の方法に適した方式を検討している。

日本の場合、発生する下水汚泥量に対する処分地の確保や、衛生的な見地から汚泥の最終処分形態を考えると、基本的には灰化減量を行わねばならないが、昨今の石油事情に端を発したエネルギー問題から、安易に多量の補助燃料を使用する焼却処分にも多くの問題がある²⁾⁴⁾。その一方で、発生する汚泥は乾物当り60～80%の有機物を含んでおり、消化槽に於いてはメタンガスとして資源の回収が可能であり、焼却炉に於いては、含水率の調整により廃熱ボイラーを設けることにより熱回収ができる。さらに、下水汚泥の発生地区に於いては堆肥化等の有機物利用をも考えねばならない。

これらの汚泥処理プラントの設計に際して最も問題になるのが汚泥の質的変動である。汚泥は、発生する地区によって当然変わるが、時間変動から季節変動まで大きく性状が変わる。一方、下水汚泥の処理に用いられる機械の多くは既に化学プラント等に於いて実績を持っているが、これら入口汚泥の変動に対して一定した処理性を確保することが必要であり、これらの変動に対応できるプ

ラントなり，プロセスを考えるのが 我々下水分野の技術屋の大きな責任である。

本研究は，このような性状の変化の激しい下水汚泥の処理処分システムを設計するに際し，従来から用いられている各単位操作の評価と，現時点で特に省エネルギー方式として開発した立型遠心濃縮機，低温加圧方式の熱処理システム，噴流式汚泥焼却炉および階段炉等を含めた濃縮－調質－脱水－焼却の単位操作の評価を行う。第1編では，下水汚泥の濃縮プロセスとして，重力濃縮と，加圧浮上濃縮，更にこれら従来方式とは異った立型遠心濃縮機を用いた強制濃縮の開発を中心に，濃縮プラントのエネルギー評価⁵⁾を，第2編では，薬注脱水プロセスとして，真空脱水機と加圧脱水機を用いた石灰脱水と，遠心脱水機とベルトプレスを用いた高分子凝集剤，さらに低温加圧熱処理による無薬注脱水とのエネルギー評価⁶⁾，第3編では焼却プラントとして熱処理汚泥の脱水ケーキを対象とした焼却実験に基づく，噴流式汚泥焼却炉，階段式汚泥焼却炉および熔融焼却炉の焼却プラントの評価と，第4編では，本論文の結論として，第1.2.3編での実験に基づく濃縮，脱水，焼却の各プロセスのエネルギー量の算出式と濃縮・脱水・焼却システムのエネルギー評価を行う。⁷⁾

筆者は，これら新しい汚泥処理プラントを開発して製品化してきたが，特に最近のエネルギー問題にかんがみ，これらを従来プロセスと比較するため，新しい評価方法として電力消費量，補助燃料および薬品量によるエネルギー単位を用いて考察してきたものである。³⁾

参 考 文 献

- 1) 日本下水道事業団試験研修本部試験部「下水汚泥処理処分に関する試験研究成果集」(I) 昭和56年3月
- 2) 武田信生「スラッジの処理に伴う有害物質の挙動に関する研究」
1978年7月 京都大学学位論文
- 3) 平岡正勝，清水治「汚泥処理・処分問題のエネルギー的考察」
汚泥研究年報 1981 P101 環境技術研究会
- 4) 村上忠弘「下水汚泥熱処理プロセスの解析に関する研究」

1979年7月 京都大学学位論文

5) 平岡正勝, 清水治「各種濃縮設備のエネルギー効率化」

汚泥研究年報 1982 P10 環境技術研究会

6) 清水治, 松尾英介, 中村一郎「下水汚泥の脱水システムと実際」

環境創造 1980 12

7) 清水治, 内村輝美, 上出健一, 大島秀晴, 岩見博之「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理 - 汚泥焼却炉の検討 - 」クボタ技報 No. 14 1983

第1章 下水汚泥処理のエネルギー評価

第1節 汚泥処理でのエネルギー消費量

下水道施設省資源・省エネルギー化調査委員会の報告によると²⁾、わが国の下水処理場において消費される全電力量は年間約18億KWであり、国内で消費される全電力量の0.4%を占める¹⁾。これを下水処理量当たりでみると、平均して0.3KWH/m³となる。

表1.1に全国の下水処理場における資源およびエネルギー消費状況を示すが、水処理系統と汚泥処理系統との消費電力量は、85:15の割合となっている。水処理系では、ブローとポンプの電力消費が大きいと考えられる。一方、資源量としては、重油を約440,000kl/年消費している。この量はわが国の全重油消費量の0.5%にあたる。下水処理場で使用される重油は、消化槽加温用、焼却用、ディーゼルエンジン用（発電機用、ポンプ用）、暖房用等に使用し、焼却炉用で88%、消化槽用加温用で約11%となる。すなわち、重油はほとんど汚泥の処理に使用される。

一方、回収できるエネルギーとして発生消化ガス量は、約750,000,000m³であり、これを電力量に換算すると、1.4億KWHとなる。この発生消化ガスを電力に変換したとすれば、全国の処理場において消費する電力の約8%がまかなえる。

東京都の調査においても表1.2の処理場・ポンプ場エネルギーが全体の93%を占め、その構成は汚水処理用37%、汚泥処理用54%となる³⁾。またエネルギーの種類では、汚水処理に使用したエネルギーはそのほとんどが電力であるが、汚泥処理用については電力と燃料の割合は16:84と、燃料の占める割合が高い。

汚泥処理に使用する資源量は、重油量が最も大きい。この資源量を次章で述べるエネルギー単位で汚泥TON当りのエネルギー消費量をもとめると表1.3となる。

エネルギー消費量は、処理方式により異なる。公共下水道のように焼却プラントを持っている処理場では重油の消費量が多く、エネルギー量も合計20,658

表 1.1 全国の処理場におけるエネルギー資源及びエネルギーの消費状況

(統計資料による)

項 目		単 位	公共下水道	流域下水道	特定環境保全 公 共 下 水 道	特 定 公 共 下 水 道	合 計	
処 理 人 口		人	22,556,580	1,986,696	2,057	5,500	24,550,833	
処 理 水 量		1,000m ³ /年	5,346,642	400,262	115	45,707	5,792,726	
		1,000m ³ /日	14,648	1,097	0.3	125	15,870.3	
発 生 固 形 物 質		1,000t/年	2,441.6	452.3	0.01	13.7	2,907.6	
		t/日	6,689.3	1,239.2	0.03	37.5	7,966.03	
消費電力 量	水 処 理 電 力 量	1,000kWh/m ³	1,392,901	169,822	393	17,669	1,580,785	
	汚 泥 処 理 電 力 量	1,000kWh/m ³	234,766	26,728	16.9	6,620	268,130.9	
	総 消 費 電 力 量	1,000kWh/m ³	1,627,667	196,550	409.9	14,289	1,838,915.9	
電力 量 原 単 位	水量当り水処理電力量	kWh/m ³	0.26030	0.42428	3.41621	0.38657	0.27289	
	水 量 当 り 汚 泥 処 理 電 力 量	kWh/m ³	0.04391	0.06678	0.14662	0.14484	0.04629	
	水 量 当 り 総 消 費 電 力 量	kWh/m ³	0.30421	0.49105	3.56282	0.53141	0.31918	
	発生固形物量当り 水 処 理 電 力 量	kWh/t	510.936	355.044	31,190.530	1,290.536	543,673	
	発生固形物量当り 汚 泥 処 理 電 力 量	kWh/t	93.684	59.092	1,338.624	483.807	92.217	
	発生固形物量当り 総 消 費 電 力 量	kWh/t	604.620	414.136	32,529.154	1,774.343	635.890	
	処 理 人 口 当 り 水 処 理 電 力 量	kWh/人・年	60.88	85.48	191.06	1,432.36	64.39	
	処 理 人 口 当 り 汚 泥 処 理 電 力 量	kWh/人・年	10.38	13.45	8.20	404.62	10.11	
	処 理 人 口 当 り 総 消 費 電 力 量	kWh/人・年	71.26	98.93	199.26	1,836.98	74.50	
	資 源 量	注 入 消 毒 剤	塩 酸	t/年	7,586.4	800.6	0	6.8
次亜塩素酸 ソ ー ダ			t/年	7,743.4	676.7	0.1	430.2	8,850.4
そ の 他			t/年	135.4	0	0	0	135.4
発生消化ガス量		1,000m ³ /年	71,363.1	3,913.7	0	0	75,306.8	
重 油 量		kl/年	432,933.6	10,332.8	0	136.0	443,402.4	
脱水用薬 品添加物		石 灰	1,000kg/年	126,417.7	8,009.8	0	1,044.7	135,472.2
		塩化第2鉄	1,000kg/年	62,248.1	5,038.6	0	175.0	67,461.7
		高 分 子	1,000kg/年	1,338.0	307.1	0.01	0	1,645.11
		そ の 他	1,000kg/年	43,198.8	3,582.7	0	681.8	47,463.3

表 1.2 処理場・ポンプ場エネルギー使用状況（昭和54年東京都下水道局）

用途	施設	種別	電 力 量		燃 料				計	
			(10 ³ kWh)		重 油 (KL)	消化ガス (10 ³ m ³)	都市プロパンガス (10 ³ m ³)		(電力換算 10 ³ kWh)	
揚水・処理	処理場	* 汚水処理	312,423		55	—	—		772,437	312,936
		汚泥処理	72,723		29,875	17,023	—			459,501
	ポンプ場		53,972		175	—	—		55,561	
	混 練		2,355		—	—	—		2,355	
その他	処理場		119,653	15,993	240	—	129	173	23,901	19,472
	ポンプ場			3,178		—	44			3,693
	混 練			482		—	0.1			736
合計	処理場		461,126	401,139	30,345	17,023	129	173	854,284	791,909
	ポンプ場			57,150		—	44			59,284
	混 練			2,837		—	0.1			3,091

* 汚水処理には場内ポンプ所を含む。

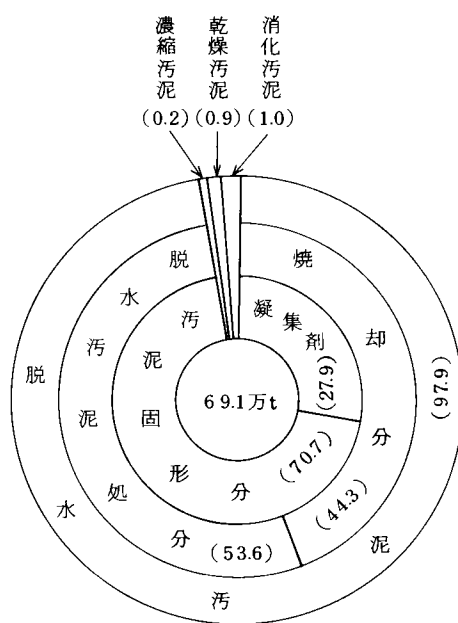
表 1.3 汚泥 1TON 当りのエネルギー消費量

処理場 資 源	公 共 下 水 道		流 域 下 水 道		全 国 処 理 場 合 計	
	エネルギー 10 ³ kcal/T	比 %	エネルギー 10 ³ kcal/T	比 %	エネルギー 10 ³ kcal/T	比 %
電 力	229.5	11.1	144.8	35.8	225.9	12.5
重 油	1,755.4	85	226.2	55.9	1,509.7	83.4
石 灰	15.5	0.8	5.3	1.3	14	0.4
塩化第2鉄	65.0	3.1	28.1	6.9	59.4	3.3
高分子凝集剤	0.4	0.1	0.5	0.1	0.4	0.0
合 計	2,065.8	100	404.9	100	1,809.4	100

$\times 10^3 \text{ kcal/Tds}$ となる。一方、新しく処理場の建設を進めている流域下水道では、焼却プラントを運転している処理場が少ないためエネルギー量は $404.9 \times 10^3 \text{ kcal/Tds}$ となる。また全エネルギー中の重油の比も、公共下水道の 85% に対し、55.9% と少ない。全国ベースで見ても、現状の下水処理場の汚泥処理に消費しているエネルギーは、 $1,809.4 \times 10^3 \text{ kcal/Tds}$ である。しかし、汚泥を最終処理形体の焼却灰化する場合、さらにエネルギー消費量は増加すると考えられる。

汚泥の脱水時に消費される薬品として、石灰、塩化第2鉄、高分子凝集剤等があるが現状では、石灰、塩化第二鉄による脱水処理方式が多いため、高分子凝集剤のエネルギー消費量は少ない。しかし、新しい処理方式（ベルトプレス型脱水や遠心脱水等）を採用している流域下水道では、高分子凝集剤の汚泥Ton当りの消費量は公共下水道より高い比となっている。これら薬品は汚泥量の増大を招くとともに、ほとんど回収することができず、脱水ケーキ、または灰としてそのまま消費されており、資源の無駄使いとなっている。そこでこの汚泥の性状別構成比を図1.1に示す⁴⁾。汚泥中に凝集剤が27.9%も含まれており、これが汚泥量の増加、更には発熱量の低下をまねいている。

下水道施設省資源エネルギー化調査委員会の調査した汚泥処理方式別発生固形物当りの電力量源単位で汚泥処理法を評価すると、濃縮－搬出ならば、22.7KWH/Tds、脱水搬出の場合で90～100KWH/Tds、焼却炉まで入れると、2,000KWH/Tdsとなっており、処理方式が高級化すれば当然電力量原単位は増加する。そのため汚泥施設の建設に際しては、これら各処理過程でのエネルギー評価をもとにした汚泥処理のトータルコストを求める必要があるし、さらに安易な単位操作の組み合わせだけでなく、本論文の主たる研究である低温加圧熱処理のような（薬品を全く使用せず、汚泥の熱量を利用した）システム処理の評価を行い、エネルギー消費の少ないプロセスを決定して行く必要がある。



注 () 内数字はパーセント

図 1.1 発生汚泥量の性状別構成比
(乾燥固形物量)

第2節 エネルギー単位

科学技術庁資源調査会では、各産業部門の単位生産量当りの投入エネルギー（すなわち、全エネルギー源単位）より、各製品の生産エネルギーを求めている⁶⁾。表1.4は石灰、石油等の直接エネルギー単価を示す⁵⁾。石炭と天然ガスはエネルギー単価0.8933円/10³kcal，1.041円/10³kcalと低く、石油製品や電力の1/3～1/5程度であり、エネルギー源として見直す必要がある。表1.5に

表1.4 エネルギー単価と換算率

品 目	昭和49年 エネルギー単価 円/10 ³ kcal	エネルギー換算率	品 目	昭和49年 エネルギー単価 円/10 ³ kcal	エネルギー換算率
石 炭	0.8933	7,400kcal/kg	石油製品	2,952	9,400kcal/ℓ
亜 炭	2.133	4,100kcal/kg	石炭製品	2,793	6,800kcal/kg
原 油	1.639	9,400kcal/ℓ	電 力	5,083	12,000kcal/kWh
天然ガス	1.041	9,800kcal/m ³	都市ガス	7,188	10,000kcal/m ³

表1.5 昭和49年度の電力10社（電力9社と電発）
の燃料消費量及び消費発熱量

項目 エネルギー	燃 料 消 費 量	消費燃料平均発熱量	消 費 発 熱 量	産 業 連 関 表
	(A)	(B)	(A)×(B)	
石 炭	6,733×10 ³ kl	5,502kcal/ℓ	37.04×10 ¹² kcal	350.4×10 ¹² kcal
原 油	23,256×10 ³ kl	9,137kcal/ℓ	212.49×10 ¹² kcal	
重 油	2,4937×10 ³ kl	9,699kcal/ℓ	241.86×10 ¹² kcal	
ナフサ	3,653×10 ³ kl	8,235kcal/ℓ	30.08×10 ¹² kcal	
軽 油	107×10 ³ kl	9,078kcal/ℓ	0.97×10 ¹² kcal	
L N G	2,475×10 ³ t	13,140kcal/kg	32.52×10 ¹² kcal	13.49×10 ¹² kcal
ガ ス	877×10 ⁶ Nm ³	5,370kcal/Nm ³	4.71×10 ¹² kcal	
L P G	14t	11,980kcal/kg	0.71×10 ¹² kcal	
計			55.984×10 ¹² kcal	73.57×10 ¹² kcal

昭和49年度の電力10社の調査による燃料消費量と消費発熱量を示す。この比率によれば、日本では88%までが石油に依存していることがわかる。最近の代替エネルギーの技術は太陽エネルギーや地熱エネルギー、海洋エネルギー等があるが、まだまだの感があり、原子力をはじめとして当面は石油や石炭等の従来の資源に依存せねばならず、石油資源の安定供給が必要とされる。そのため、昭和55年度の調査結果の表1.1に示すように、年間443,402kl/年の重油を消費する汚泥処理に於いては、石油の安定供給は非常に関心のある問題である。

表 1.6 基礎原料エネルギー（科学技術庁資源調査会）

基 礎 原 料	原 単 位	エ ネ ル ギ ー 計 算
硫 酸	0.02 l/kg	—
苛 性 ソ ー ダ 塩 素	0.65 "	6.5×10^6 kcal/t
ア ン モ ニ ア	0.45 "	4.5×10^6 "
メ タ ノ ー ル	0.61 "	6.1×10^6 "
ベンゼン・キシレン	0.63 "	6.3×10^6 "
パ ラ キ シ レ ン	1.34 "	1.34×10^6 "
エチレン・プロピレン	0.41 "	4.1×10^6 "

(注) ① 石油発熱量は10,000Kcal/lとして計算した²⁾。
 ② 硫酸に関してはエネルギー量は0として計算を行った。

次に水処理や汚泥処理に使用する物質のエネルギー単価と換算率をもとめる。資源調査会では硫酸、苛性ソーダ等の化学薬品のエネルギー原単価を表1.6に示す。原料が天然ガス、ナフサのちがいによるプロセスの相違や原油精製や副生品の量のちがい等により、正確なエネルギー単価を求めるのは非常に困難である。表1.7に同様にGeorge M. Wesnerの調査による基礎原料のエネルギー計算値を示す⁶⁾。また、電力や燃料に対するエネルギー量を表1.8に示す。

本研究に於いても、各単位プロセスを比較する場合、単に、電力、重油の消費料や薬品等の使用量で検討するだけでなく、表1.6、表1.7に示すエネルギー換算率を用いて、ユーティリティー物質を全てエネルギー換算で評価を加えてみた。今後この資源量に対するエネルギー換算率はより精度の高いものに

なるが、エネルギー源を石油資源にたよる限り、日本ではこのようなエネルギー評価が重要になる。新しい汚泥処理の単位操作としてどんどん開発されてくるが、このようなエネルギー面からの評価も加えて行く必要がある。

表 1.7 必要エネルギー量一覧表

物 質 名		燃 料 $\times 10^6 \text{ BTU/ton}$	エネルギー計算 kcal/ton	電 気 kWhr/lb	電 気 kWh/kg
活 性 炭		36 ~ 102*	$9.07 \sim 25.7 \times 10^6$	1.7 ~ 4.9	0.77 ~ 2.2
ア ラ ム $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$		2*	0.504×10^6	0.1	0.05
水酸化アンモニウム		41*	1.03×10^6	2.0	0.9
二 酸 化 炭 素		2 ~ 54	$0.504 \sim 13.6 \times 10^6$	0.1 ~ 2.6*	0.05 ~ 1.2
塩 素		42	10.58×10^6	2.0*	0.9
塩 化 第 二 鉄		10	2.52×10^6	0.5*	0.2
生 石 灰		4.5 ~ 7*	$0.2 \sim 0.3 \times 10^6$	0.2 ~ 0.3	0.09 ~ 0.13
メ タ ノ ール		36*	9.07×10^6	1.7	0.8
酸 素		3 ~ 8.5	$0.756 \sim 2.14 \times 10^6$	0.1 ~ 0.4*	0.05 ~ 0.18
オゾン	Pure Oxygen	116	29.2×10^6	5.5*	2.5
	空 気	231	58.2×10^6	11*	5.0
高 分 子 凝 集 剤		2 ~ 3*	$0.504 \sim 0.756 \times 10^6$	0.1	0.05
NaCl	Evaporated	4*	1.01×10^6	0.2	<0.1
	Rock and Solar	0.5	0.126×10^6	<0.1*	<0.05
苛 性 ソ ー ダ ー (50%)		37	9.32×10^6	1.8*	0.8
SO_2		0.5	0.126×10^6	<0.1*	<0.05
硫 酸		1.5*	0.378×10^6	0.1	0.05

* ; 物質を生産するのに主に使用される単位のほかに*と印をつけた。

表 1.8 電力及び燃料のエネルギー

エネルギー源	単 位	発 熱 量	備 考
電 力	kcal/kWh	2,450	(熱効率 35.1%)
ガ ソ リ ン	kcal/l	8,600	
灯 油	"	8,900	
軽 油	"	9,200	
重 油	"	9,900	
天 然 ガ ス	kcal/m^3	9,800	(油田ガス)
石 炭	kcal/kg	5,470	(一般炭)
木 炭	"	7,000	

第2章 汚泥処理プロセスの課題

第1節 現状における汚泥処理プロセス⁷⁾

下水汚泥は、本来土壌へ還元すべきであるとの議論もなされるが、衛生的な安定化、肥料としての有効性、重金属の問題等から考えて、単に脱水しただけで還元できるものではなく、コンポスト等の安定化処理が必要である。一方、下水汚泥の肥料としての需要の不安定や流通システムの不確実等の種々の理由から、土壌への還元には限界がある。

歴史的にみると、下水汚泥は嫌気性消化（メタン発酵）によって、衛生的に安定化された後天日乾燥あるいは機械的脱水され、埋立処分されてきた。しかし、日本の場合、嫌気性消化は約1ヶ月の長時間を要し、膨大な敷地を要することから、初沈、余剰混合汚泥を直接薬注脱水後、焼却処理するプロセスが行われるようになり、多くの処理場で採用されつつある。しかしながら、この生脱水プロセスも石灰および塩化第2鉄が乾燥固形分当り、30～60%もの多量を要すること、更に焼却処理による大気汚染および灰からの重金属溶出の恐れ等の2次汚染の問題が生じ、再検討がせまられている。

最近、このような問題に対する解決策として、高濃度消化システム、熱処理プロセス、湿式酸化プロセス、あるいは乾留プロセス等の研究開発が行われ、各種の代替案が提案されている。

これら汚泥処理・処分に関する各種システムにおいて使用される単位操作、装置をまとめてみると、図2.1に示すようになる。これら種々の代替案（Alternatives）の中からどのようなプロセスを選定するかは、処理場の立地条件によって異なるであろうし、最適化を行うにはあまりにも研究が少なく情報が不足しており、現場技術者が頭を悩ましているところである。また、汚泥処理の困難性から、現在の下水处理システムのあり方そのものについて、基本的な再検討を要求する議論もある。

そこで、各单位操作ごとの問題点を以下に略記する。

1. 濃縮プロセス

図2.1に示す、下水汚泥の処理プロセスの中で最も制御しにくいのが、濃縮

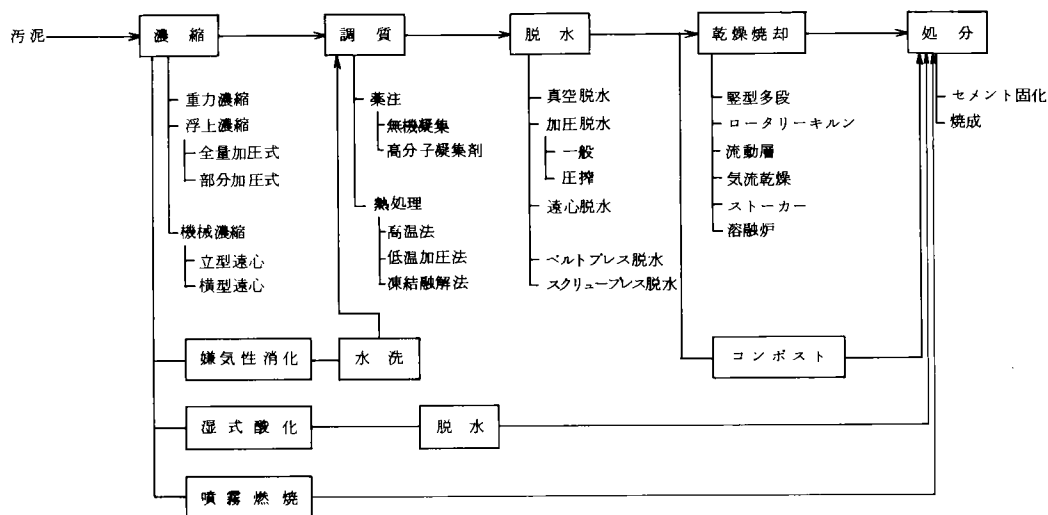


図 2.1 下水汚泥の処理・処分プロセス

プラントでの汚泥濃度や有機物量等の性状の変化である。汚泥の有機物の含有量の変化は流入する下水の性状により定まるため、制御することはほとんど不可能であるが、濃縮プロセスからの引抜汚泥の濃度はある程度制御はできる。汚泥濃度を安定させることは、濃縮プロセス以後の汚泥処理施設の処理効率を安定さすことになる。

そこで、本研究は下水処理場で数多くの実績を持ちながらも、ほとんどデータの解析がされていない重力濃縮プラントの効率化と、余剰汚泥等の濃縮性の悪い汚泥を対象にした加圧浮上濃縮プラントの調査研究と、汚泥濃度をコントロールするために開発した立型遠心濃縮機による新しい強制濃縮機による濃縮プラントの効率化の研究を行った。⁸⁾

2. 調質脱水プロセス

汚泥処理の中心は脱水プロセスである。下水処理で発生する汚泥は、通常たんぱく質、炭水化物、粗繊維、油脂等の有機物と各種の無機物から構成されていて、これらが親水性コロイドとして、ゾル状で存在している⁹⁾。この親水性コロイドは、水の親和性が強く、脱水することは極めて困難である。薬注脱水の場合は工業用石灰（又は、カーバイト滓）、塩化第二鉄、最近では高分子凝集

剤が多く用いられているが、この方法はイオン化しているこの親水性コロイドを電氣的に中和させ、大きなフロック化して、ろ過抵抗を下げる方法である。このため多量の薬品を必要とし、汚泥量の増大をもたらすことになる¹¹⁾。

一方熱処理法は汚泥を一定時間高温に保つことによって、熱凝集効果、さらには熱離婁効果を誘発させて親水性コロイドを不安定な状態にし、脱水性の改善をはかる方法である⁹⁾。

これら下水汚泥の調質原理は複雑で、浄水のような凝集理論だけでは解析できない。高分子凝集剤による調質では、脱水ケーキの含水率が高いことや、脱水ケーキの臭気が石灰添加率に比べて強いこと、さらには、高分子モノマーの問題等がある。石灰脱水では固形物質中で、重量にして30～40%の凝集剤が添加されるため、汚泥量の増加や、埋立先での石灰の溶出、さらに、この脱水ケーキを焼却した場合の消石灰による6価クロムの溶出等の問題がある^{10), 24)}。

一方、脱水は、汚泥処理設備の中心的な役割をもっており、従来より関心を持たれてきた単位操作でいくつかの方式が確立されている¹²⁾。下水汚泥の調質には、塩化第二鉄と石灰が多く使用され、真空脱水機や加圧脱水機が効果的な脱水機であった。最近多種多様の高分子凝集が開発され、高分子凝集剤による調質汚泥の脱水機として遠心脱水機やベルトプレス形脱水機の使用が増えてきている。

汚泥処理の設計に際して最も困るのがこの脱水機の機種を選定である。各脱水機には、それぞれ一長一短があり、脱水機の機種の決定に際しては、発生する汚泥の性状やその処理場の規模や管理体制等を充分考慮しなければならない。特に脱水機は、処理対象汚泥の濃度や、有機物含有量に影響を受け、その脱水効率（ろ過速度、薬注率、ケーキ含水率等）が大きく変わる。本研究では第2編で石灰、塩化第二鉄と高分子凝集剤による調質と、4機種の脱水機（真空脱水機、加圧脱水機、遠心脱水機、ベルトプレス型脱水機）の効率アップと汚泥濃度に対するエネルギー評価を行った。さらに、これら薬剤添加による調質の問題を解決するために無薬注で汚泥の調質を行う熱処理をとりあげ、従来の高温処理法の問題を解決した低温加圧熱処理法のシステム化とエネルギー評価を行った。

3. 乾燥焼却プロセス

焼却処理は、熱回収および灰の埋立処分を前提とした減量化、安定化の手段として、汚泥処理プロセスの最終工程になるが、排ガス中にはばいじんの他汚泥に含まれているいおう分、ちっ素分の燃焼による SO_x 、 NO_x 、あるいは、汚泥中の重金属の蒸発による重金属のヒュームが含まれる恐れがあるので、排ガスによる大気汚染防止のために、十分な対策を検討する必要がある^{21), 22)}。

昭和53年度における我国の下水汚泥焼却炉の設置状況は、立形多段炉が68基、流動焼却炉10基、回転乾燥焼却炉8基、階段式焼却炉6基、その他の機種が5基となっており、今後ますます焼却炉の需要は増えるものと考え¹³⁾。

そこで本研究では、熱処理汚泥を対象として噴流層炉（流動層方式）、階段式炉（ストーカー方式）および焼却溶融炉について実用プラントを用いての実験を実施し、各炉の焼却特性の解析を実施した²⁵⁾。さらに、各炉を単に汚泥焼却炉を単位プロセスのみの評価とせず、汚泥処理としての一貫した処理システムの評価を行うため、第4編の第4章で、本論文の最終目的である生脱水処理システムのエネルギー評価を行ってみた。

4. 処分プロセス

下水汚泥の最終処分法としては、脱水ケーキのまま処分するのと、焼却灰として処分するのでは処理方式は異なる。脱水ケーキのまま処分する場合には東京都が行っているように、セメント固化により、脱水ケーキに強度を持たせて海洋埋立を行ったり、大阪市のように、産業廃棄物と混合して埋立処理を行う方法とがある。一方陸上埋立では脱水ケーキの有効利用として、コンポストによる安定化処理が多く行われている。しかし、肥料としての有効性や重金属の問題や衛生的な安全性から考えて、脱水ケーキのままでは最終処分とはなりがたく、焼却灰化による処分が主流にならざるを得ない。その場合にも、下水汚泥中に含まれる重金属の溶出の問題が残り焼却時における汚泥中の有機物質の挙動とともに今後の大きな研究テーマとなろう¹⁴⁾

第2節 汚泥処理のシステム化

今までの汚泥処理は濃縮・調質 脱水・焼却と、各単位プロセスの単純な組合せだけで、汚泥処理システムとしての検討が十分行われていなかった。ところが、最近のエネルギー問題により、単に濃縮・脱水 焼却と単位プロセスを結びつけるのではなく、消化槽でのガスタービンシステムや、熱処理プロセスのように、システムとしての最適化が必要になってきた。システムとしては、図 2.1 の処理プロセスの結合により無数の組み合わせが考えられる。本研究では現在下水汚泥の処理に特に省エネプロセスとして注目されている。汚泥処理システムについて略記するにとどめる。

1. 消化システム

消化槽は古くから用いられてきたが、敷地が大きく必要なことと、消化が生物反応により依存しているため、安定した運転がむずかしいことなどから、一時消化槽の建設を控えられていた。ところが、メタンガスによるエネルギーの回収が可能なことから、最近、高濃度消化によるガス発電システムが注目されている。このシステムを図 2.2 に示す。欧米ではすでに数ヶ所で消化

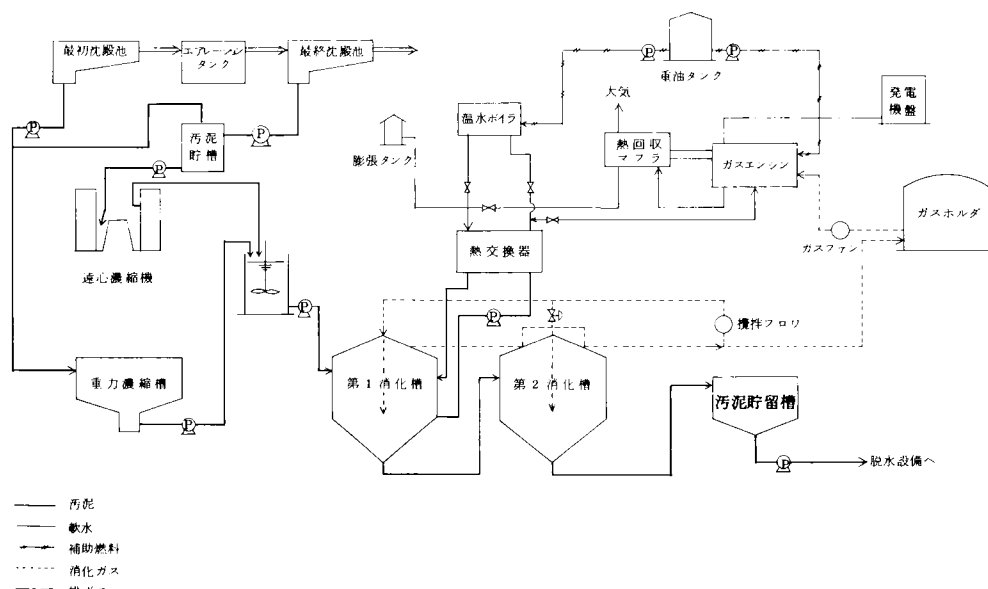


図 2.2 消化システム

ガスによる発電の実施例があるが、我が国では昭和56年に一号機が試運転に入ったところで、今後のデータの著積に期待されている。特に高濃度にするにより、消化槽の容量を小さくすることができ、しかも、汚泥量が減るため、汚泥加温用の熱量が少なくてすむことなど利点も多いが、汚泥の質によるエネルギーの安定供給などの問題がある。現在筆者はI県To浄化センターでこの高濃度消化のエネルギー評価の実験を実施中である。

2. 熱処理システム

汚泥処理プロセスでは、焼却以前に脱水プロセスで困難を伴う場合が多い。最近、脱水の前処理として熱処理プロセスの開発が行われている。特に、昭和46年～48年の3ケ年にわたる土木学会の共同研究により、熱処理プロセスの適用性が詳細に検討された¹⁵⁾。熱処理によって得られる脱水ケーキは含水率も低く、発熱量も高いので、このケーキを焼却することによって得られる熱を、熱処理の熱源に利用し、完全に無害化しようとするクロードシステムが開発されている。

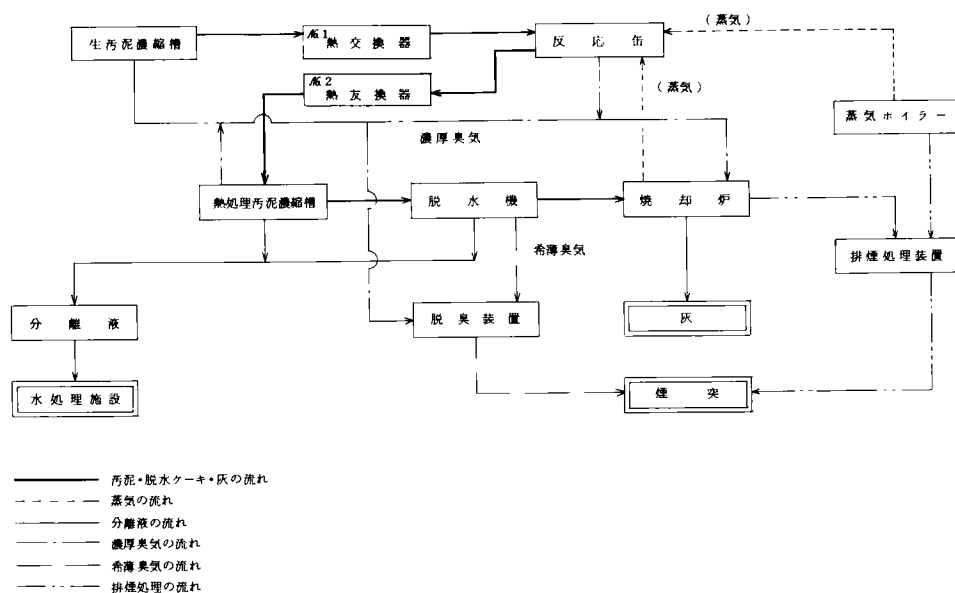


図 2.3 熱処理システム

本研究では，この熱処理に注目し，従来の嫌気性状態で汚泥を処理する高温熱処理に代る，低温加圧熱処理の開発研究を行った²⁰⁾。

3. 熱分解システム

脱水ケーキを嫌気性状態で600℃～700℃に加温すると，熱分解を起こし，メタン，エタン，エチレン等の可燃性ガスと水分を含んだ，タール性物質と，炭化物を含んだ灰分とに分解する¹⁶⁾。平岡らは，重金属の揮散やNOx等の焼却に伴う大気汚染の諸問題を軽減する方向として，この原理を応用した熱分解→2次焼却プロセスを提唱している¹⁸⁾。600℃付近で熱分解（部分燃焼を伴う）すると，ほとんどの重金属は固定炭素中に残留する。今後この固定炭素の取り扱いも含めて完全な乾留プロセスの開発が望まれる。

図2.4に，この熱分解システムの実施例として多段熱分解プロセスを示す。

本研究では，大阪府のKa下水処理場で実施された，低温加圧熱処理と，この多段熱分解炉と組合せた汚泥システムを紹介するにとどめた。

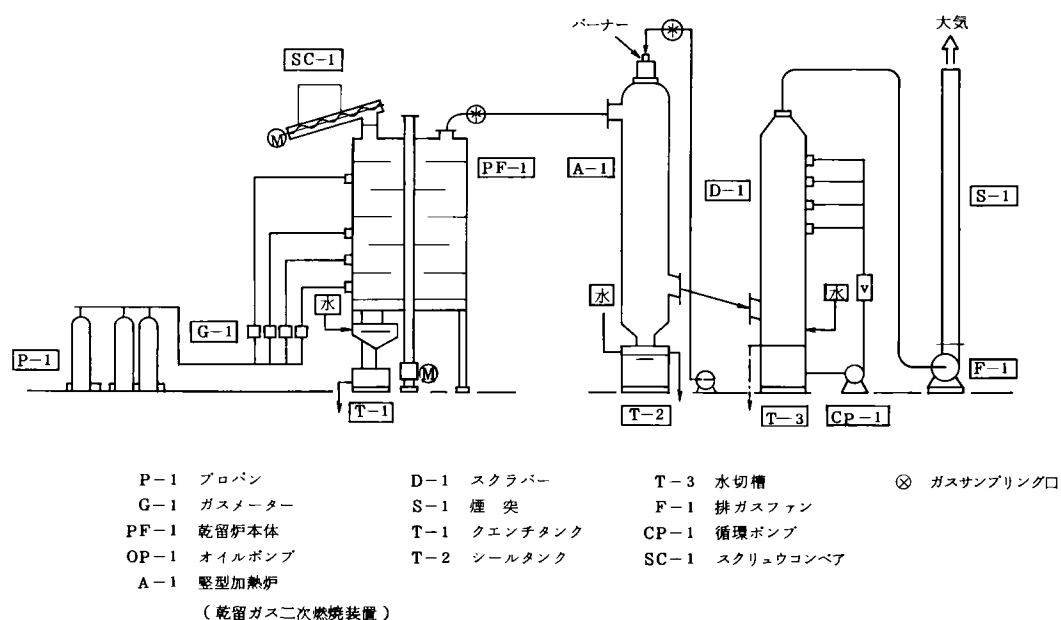


図2.4 多段熱分解システム

参 考 文 献

- 1) 平岡正勝, 清水治 「汚泥処理, 処分問題のエネルギー的考察」 81年
汚泥研究年報 昭和55年12月環境技術研究会
- 2) 下水道施設省資源省エネルギー化調査委員会 「下水道施設の省資源, 省
エネルギー化に関する調査」 昭和55年3月, 建設省都市局下水道部
- 3) 長谷川博 「地方公共団体のエネルギー使用と省エネルギー対策例」
第20回下水道ゼミナール 昭和55年
- 4) 建設省都市局下水道部 「下水汚泥の処理処分計画に関する調査報告書」
昭和52年3月
- 5) 科学技術庁資源調査会 「衣・食・住のライフサイクルエネルギー」
昭和55年度
- 6) George M. Wesner 「Energy for Production of Consumable Materi-
als」 J.E.E.D June 1978
- 7) 京都大学平岡研究室 「下水汚泥の処理処分対策研究報告書」
昭和51年3月
- 8) 清水治, 内村輝美, 松尾英介 「下水汚泥の濃縮設備の評価」 環境創造
80/8月
- 9) K.Porteous 「Waste Sludge Heat Treatment at Huddersfield」
Water & Waste Treatment Journal, 1960 March/April
- 10) 清水治, 戸田一郎, 内村輝美 「生脱水法の問題とその解決策」 第13
回下水道研究発表会 P589 昭和51年度
- 11) 平岡正勝, 清水治, 上出健一, 岩見博之 「下水汚泥の熱調質と実際」
環境創造 1980年10月号
- 12) 清水治, 松尾英介, 中村一郎「下水汚泥の脱水システムと実際」 環境創
造 1980年12月号
- 13) 日本下水道事業団技術評価委員会 「既存焼却設備の評価に関する報告書」
昭和55年6月19日
- 14) 武田信生 「スラッジの処理に伴う有害物質の挙動に関する研究」 京都

大学学位論文 1978年7月

- 15) 土木学会 「下水汚泥の処理処分および利用に関する報告書」 1970,
1971
- 16) 清水治 「汚泥の熱分解処理に関する研究」 京都大学工学部修士論文
(1967)
- 17) 化学工学協会編 「スラッジの処理技術と装置」 培風館 1978
- 18) N.Takeda & M.Hiraoka 「Combined Process of Pgrolysis and Combu-
stion for Sluge Dispasal」 Env Sie & Tech 10 No.12, (1976)
- 19) 衣笠美弘, 清水治 「噴流式汚泥焼却システムについて」 公害防止産業
Vol.2 No.3 1972年3月
- 20) 清水治, 平岡正勝他 「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理」
用水と廃水 Vol.17 No.2 (1975)
- 21) 平岡正勝, 武田信生 「汚泥焼却に伴う窒素酸化物対策」 公害と対策
Vol.14 No.5
- 22) 松井三郎, 平岡正勝 「下水汚泥処理によって発生する大気汚染の諸問題
(I)」下水道協会誌 Vol.11 No.124 1~10 (1974)
- 23) 田中和夫, 橋本透, 紫田高男 「川俣処理工場汚泥焼却および排ガス処理
の運転結果に対する一考察」 下水道協会誌 Vol.11 No.125 49~58
(1974)
- 24) 柏原太郎 「クロムを含む廃水およびスラッジ処理に関する研究」
1975年6月 京都大学学位論文
- 25) 清水治, 内村輝美他 「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理 - 汚泥焼
却炉の検討 - 」 クボタ技報 No.14 1983

第1編 濃縮プラントのエネルギー効率化

緒 言

濃縮プロセスは、一連の汚泥処理システムの入口として重大な意味を持っているが、わが国ではあまり注意を払われてこなかった。しかし仮に濃縮設備によって濃縮された汚泥の濃度が従来の設計値より大きくなければ、後段の汚泥処理施設は大きく変化するはずである。例えば消化設備は高濃度となって流入量が少なくなるために設備の大きさや維持管理が簡略化される¹⁾。さらに、高濃度消化の方式を適応し、第2消化槽から第1消化槽への返送汚泥を行うことにより消化時間を短縮させることもできる。²⁾

脱水する場合でも、一般的に処理汚泥濃度が上がれば、ろ過効率は上昇する。また、脱水助剤としての塩鉄、石灰や高分子凝集剤の使用量を減らすことができ、脱水設備や維持管理に好影響が期待できる。このように汚泥濃度を上げることは汚泥処理のエネルギー効率化に大きく貢献する。一方、熱処理設備やCGプロセス等のシステム処理においては、汚泥濃度を上げることにより、処理汚泥量の減量による設備費の低減とともに、汚泥加温用のエネルギーを減らすことができ、さらに、汚泥のエンタルピー増による焼却設備でのエネルギー回収量を増加させる等、汚泥処理のエネルギーの効率化が可能となる。そこで濃縮プラントのエネルギー効率化の研究を行うため、O市O下水処理場内に、直径3.5 m ϕ の重力濃縮槽や、0.7 m^L \times 0.7 m^L \times 3.5 m^H の加圧浮上槽および直径1.6 m ϕ 立型遠心濃縮機等のパイロットプラントを設置し、同一汚泥を用いた一連の濃縮機の評価を実施した。³⁾

第1章、第2章にこのO処理場で実施した内容を第3章にこれら従来から用いられていた濃縮設備にとらわれず開発した立型遠心濃縮プラントの効率化研究を述べる⁴⁾。

参 考 文 献

- 1) Adnam Shindala, Joseph V. Dust and Aluin L. Champion 「Accelerated Digestion of Concentrated Sludge」 Weter and Sewage Works Sest 1970
- 2) Herman R. Zablatyky and Georye T. Baer, Jr 「High-Rate Digester Loadings.」 J. WPCF 43(2) 1971

- 3) 清水治，内村輝美，松尾英介「下水汚泥の濃縮設備の評価」環境創造 80/8
- 4) 日本下水道協会「下水汚泥の濃縮および脱水固形化に関する研究」昭和 52
年建設省建設技術研究補助金交付研究

第1章 下水汚泥の重力濃縮プラントの効率化

わが国の下水処理場の濃縮設備は主に重力式に限られていると言ってよく，その他の濃縮設備としては，加圧浮上槽が数例数えられるにすぎない。¹⁾ 水処理施設から発生する比較的希薄な排水から，固定懸濁液を除去するには，まず重力下で固体を沈降させるのが最も経済的である。しかし，最近流入汚泥の性状の不安定や負荷の増加により，重力濃縮槽での安定性について大きな問題が生じている。そのため，次章で述べる加圧浮上による濃縮や遠心力による濃縮の必要性が言われている。^{3), 4)}

重力濃縮の理論については，粒子群の沈降速度解析としてKynchが，1本のシリンダーの回分沈降曲線からの解析を行っている。⁵⁾ またカオリン等の懸濁液を用いた沈降曲線から理論解析としてWork-Khler⁶⁾やRobinsonの式・Roberts⁸⁾の式，また，これらの式をもとにした濃縮槽の設計法としてCoe-Clevehger⁹⁾やE.B Fitch¹⁰⁾ 吉岡^{11), 12)}らの研究がある。一方下水汚泥の沈降曲線の解析としてR.I.Dich¹³⁾は回分テストによる活性汚泥の沈降理論の解析を行っている。また真柄，南部らは活性汚泥の沈降を支配する因子としてSVIによる濃度の関係とPHや入口汚泥濃度に対する濃縮汚泥の関係をもとめている。^{14), 15)} しかし，実際の濃縮槽の設計には適用し難く，結局固形物負荷 $60 \sim 90 \text{ kg/m}^2/\text{日}$ ，滞留時間 $8 \sim 12$ 時間程度で設計されている。^{16), 17)} その上，濃縮槽の運転方法は確立されておらず，実際には必ずしも十分な処理性能が得られていないのが現状である。

表 1.1 濃縮上澄水の水質

水 質	良好な時	平均	不良な時	平均
PH	6.5~7.5	7.5		
T-N (mg/ℓ)	50~ 100	75	500~1500	1,000
NH ₄ -N (")	30~ 70	50		
T-P (")	40~ 60	50	200~ 500	350
PO ₄ -P (")	30~ 50	40		
BOD (")	500~1,000	750	5,000~8,000	6,500
COD(Cr) (")	1,000~1,500	1,300		
TOC (")	300~ 500	400		
SS (")	500~1,000	750	5,000~10,000	7,500
TS (")	1,000~3,000	2,000		

表 1. 1 の下水道の全国的な統計に明らかなように特に分離液の悪化に悩んでいる処理場が多い。^{1),2)} また、濃縮汚泥濃度も重力式の場合は 2 ～ 3 % がせいぜいである。これは初沈汚泥単独なら 6 ～ 8 % までの濃度が得られるにもかかわらず、余剰汚泥単独では 1 ～ 2. 5 % しか得られないため、両者の混合では余剰汚泥の影響が大きく濃度が上がらないと言える。

そこで、今回各種の汚泥の性状や濃縮槽の運転方法を把握するため回分テストの標準化、腐腐の防止法の検討、および初期汚泥濃度の影響による濃縮効果の検討を実施し、その結果にもとづいて直径 3. 5 m^φ のパイロットプラントによる連続実験を実施した。^{18),19),20),21)} 図 1. 1 に O 市 O 下水処理場に設置した濃縮設備テストプラントの平面図、写真 1. 1 にこの写真を示す。

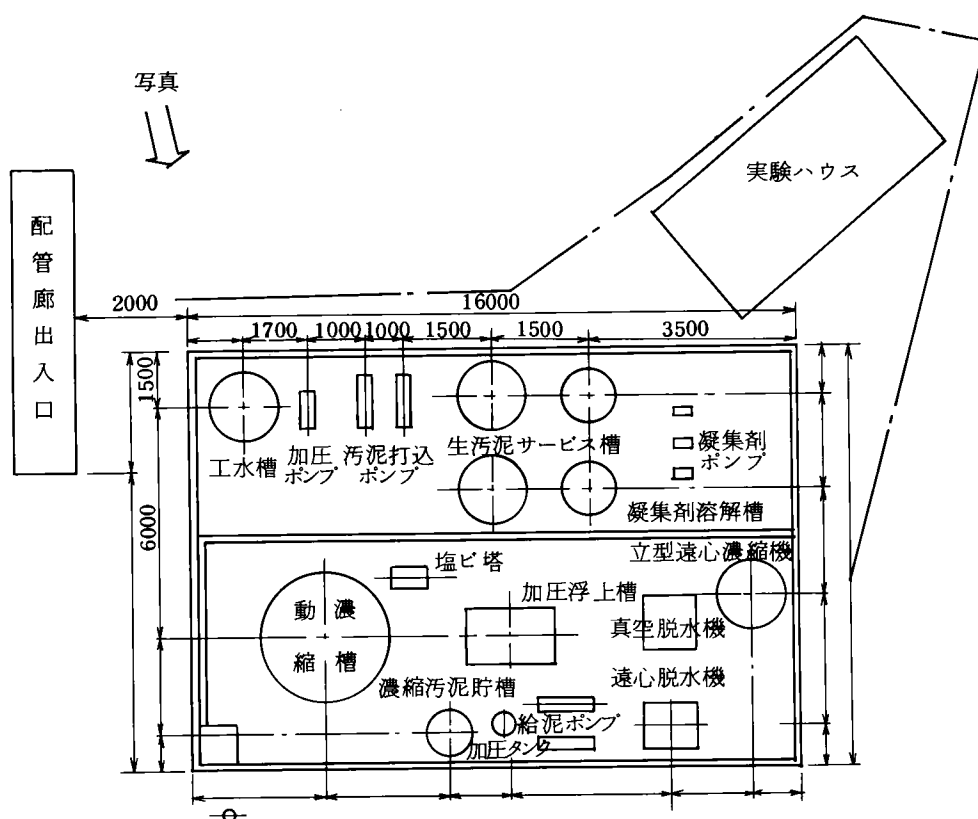


図 1. 1 濃縮テストプラント機器配置図

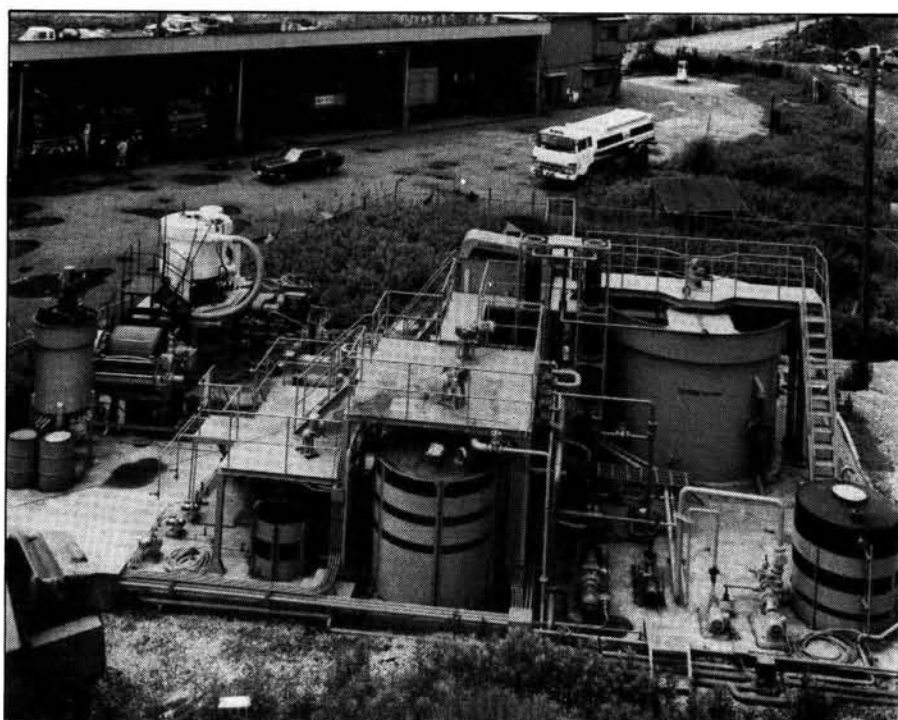


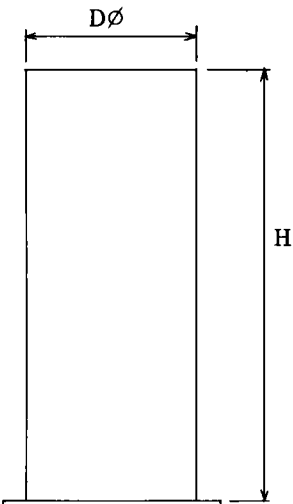
写真 1.1 濃縮プラントテスト現場

第1節 回分テストの標準

各種の汚泥の性状を把握するため、回分による実験が多く用いられている。濃縮実験の前に、各汚泥濃度に対して、シリンダ径に対するブリッジング効果とチャネリング効果の影響やシリンダ高さの違いによる汚泥の圧密効果への影響また下部構造の違いによる汚泥の濃縮度の影響について検討した。表 1.2 に実験に用いたシリンダーの寸法を示す。実験結果は初期沈降速度と 6 時間後と 24 時間後の沈降汚泥の濃度の測定により評価した。

表 1.2 シリンダーテスト器仕様

No. 1	Dφ mm	H mm	因 子
1	50	1500	径 の 影 響
2	100		
3	200		
4	300		
5	300	3000	高 さ 影 の 響
6		1000	
7	1ℓシリンダー (60φ×300H)		



1. 1. シリンダー径の影響

図 1. 2 に各シリンダー径
に対して初期汚泥濃度を
変えた時の初期沈降速度
を示す。

また，表 1. 3 にシリン
ダー径に対する濃縮効
果を示す。

初期濃度が8000mg/ℓ
以上ではシリンダー径
による初期沈降速度に
差が表われていないが，
それ以下になると小口
径シリンダーの方が速
くなる。これはチャン

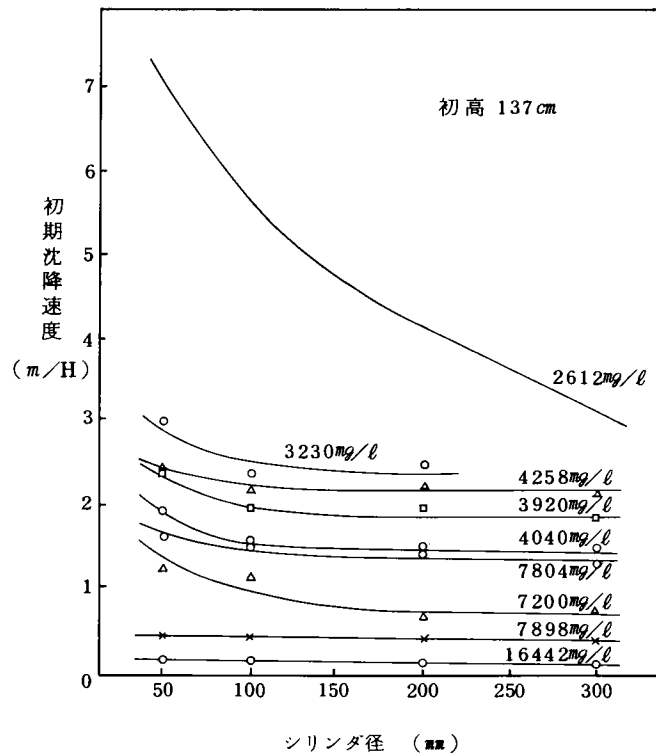


図 1. 2 シリンダ径の影響

ネリング効果が大きいものと考えられる。

また、汚泥の濃度範囲 3200~16,400mg/ℓ ではシリンダー直径が 200mm 以上あれば汚泥の沈降性に影響しないものと思われる。一方最終汚泥濃度を見ると、汚泥濃度 10,000mg/ℓ までなら 6Hr 濃度でもシリンダー径による差異はないが、16,400mg/ℓ ではシリンダー径が小さいほど最終汚泥濃度は高くなる。このように下水汚泥にはチャンネリング効果が大きいものと考えられる。

表 1.3 シリンダー径による濃縮効果

項目 濃度	シリンダー 径(mm)	初期沈降 速度(m/H)	SV6Hr (%)	SVI (30分)	VS (%)	濃縮汚泥濃度(%)	
						6Hr	24Hr
TS 4536mg/ℓ SS 4040mg/ℓ	50	1.98	15.0	120	59.2	2.69	4.25
	100	1.56	15.3	132		2.64	4.25
	200	1.56	15.3	128		2.64	4.44
	300	1.56	16.1	129		2.51	4.25
TS 10818mg/ℓ SS 9898mg/ℓ	50	0.48	37.1	84	53.3	3.12	4.92
	100	0.48	32.0	83		3.09	4.92
	200	0.42	34.3	84		2.89	4.85
	300	0.48	34.3	84		2.89	4.85
TS 17810mg/ℓ SS 16442mg/ℓ	50	0.16	37.7	60	57.3	4.36	
	100	0.16	36.5	60		4.50	
	200	0.15	41.2	60		3.99	
	300	0.16	42.3	60		3.89	

表 1.4 初高の違いによる濃縮効果

項目 濃度	初 高 (m)	初期沈降 速度(m/H)	SV6時間 (%)	濃縮汚泥濃度 (%)	
				6Hr	24Hr
TS 4136mg/ℓ	1ℓシリンダー	2.94	11	3.35	3.51
	90	2.88	8.9	4.48	5.36
SS 3856mg/ℓ	137	2.58	010	3.89	4.38
	300	2.52	10	3.82	6.12
TS 11228mg/ℓ	1ℓシリンダー	0.06	36.5	2.85	3.58
	90	0.27	36.7	2.83	3.77
SS 10394mg/ℓ	137	0.29	39.3	2.64	3.98
	300	0.30	39.3	2.64	4.37

1.2 シリンダー高さ

即ち濃縮槽の水深の影響を図 1.3 に、

表 1.4 にシリンダー高さと濃縮効果を示す。汚泥濃度が小さい時には汚泥の初高の影響を受けるが、汚泥の初高が 1000 mm 以上あれば汚泥の高さの影響は受けない。シリンダーの下部構造即ち濃縮槽の下部勾配の影響のテストを実施した。図 1.4 に下部勾配の有無しの沈降曲線を、

図 1.5 に引抜き汚泥の経時変化を示す。いずれも下部構造の差による汚泥濃縮効果の差は見られなかった。以上のように回分沈降テストを実施するにあたっては、以下の条件を満足すれば沈降性に及ぼす“壁面効果”初

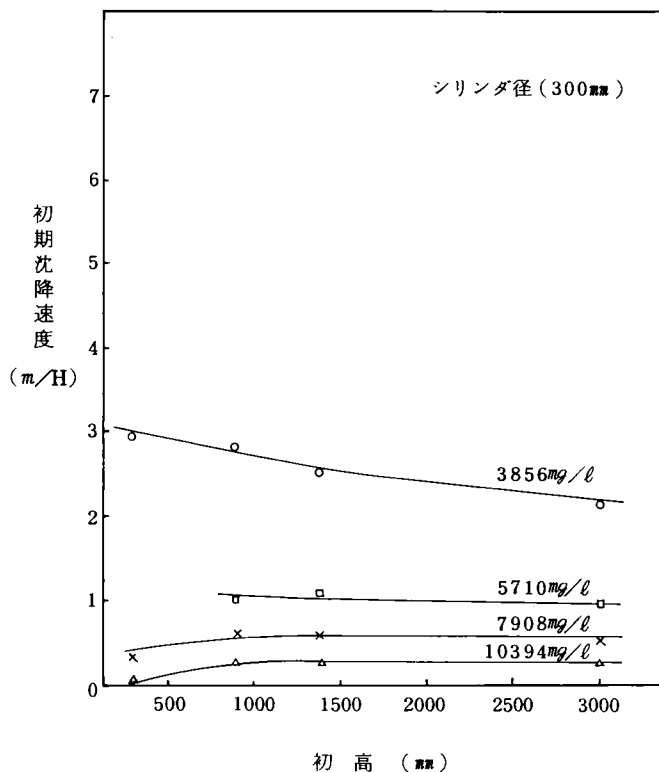


図 1.3 初高の影響

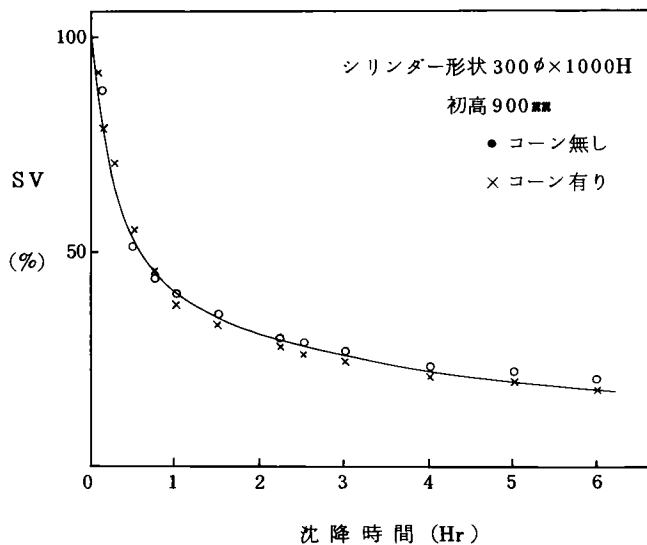


図 1.4 沈降曲線

期高さの違いによる影響を無視できる。

- ① シリンダー径 200mm ϕ 以上
- ② 初期汚泥高さ 900mm^H以上

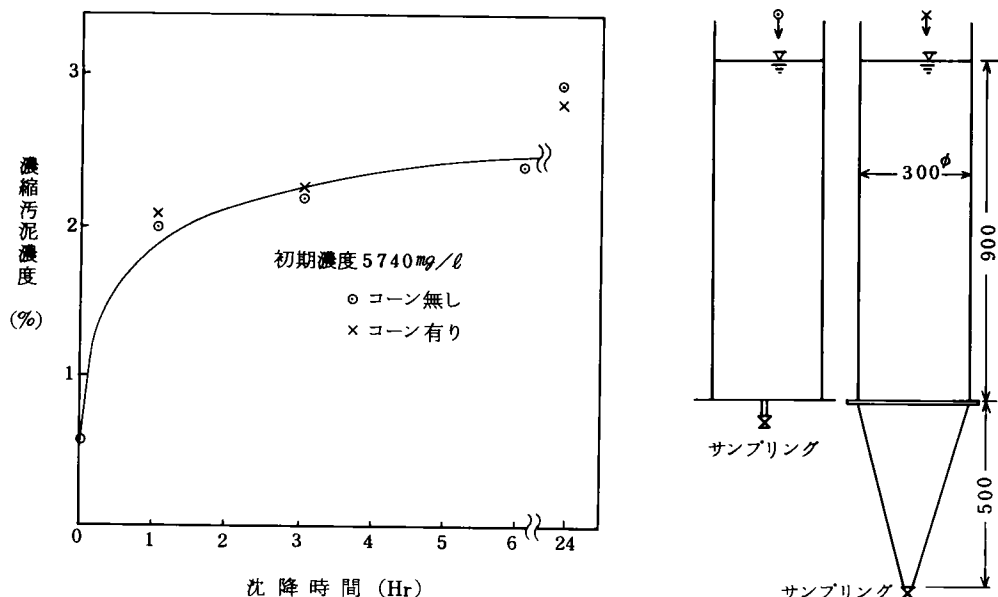


図 1.5 汚泥濃度の経時変化

第2節 濃縮槽での腐敗防止方法（浮上防止方法）

前述の実験結果に基づき、径300mm、高さ1000mm（汚泥高さ900mm）の透明塩び塔を用いて汚泥の浮上を防止する方法の検討を行なった。防止する方法として、①汚泥を希釈する方法、②前曝気方法、③余剰汚泥と初沈汚泥とを混合する方法について検討した。曝気方法では下部の散気管から空気を所定時間吹込み、その後の汚泥の浮上時間を把握した。

2.1 希釈方法

表 1.5 に希釈実験の結果を、またこの浮上の要因をもとめるため、図 1.6 にシリンダー内での水温、pHおよびORPの経時変化を、図 1.7 に汚泥濃度に対する浮上時間と浮上時のpHとの関係を示す。余剰汚泥単独では10000mg/lのSS濃度でも20時間以上浮上しないが、混合汚泥では、汚泥濃度

が大きいほど汚泥の浮上する時間は早くなる傾向があるが、いずれの濃度でも 2～4 時間で汚泥は完全に水面上に浮上してしまった。

表 1.5 汚泥濃度と浮上時間

初期SS濃度 mg/ℓ	浮上した時間 (Hr)	
	初 沈	混 合
3,800～ 4,200	—	4.6
8,000～ 8,200	4.3	3.7
9,400～12,700	—	4.2
13,700～16,800	3	2.5
22,100～23,600	2.3	2
36,900	2.3	—

pHは時間経過にしたがって低下する傾向があった。一方 ORPは測定方法に問題があるが、2～3 時間後で最小値となり、その後 \oplus 側になる傾向がある。しかし汚泥との関係は得られなかった。

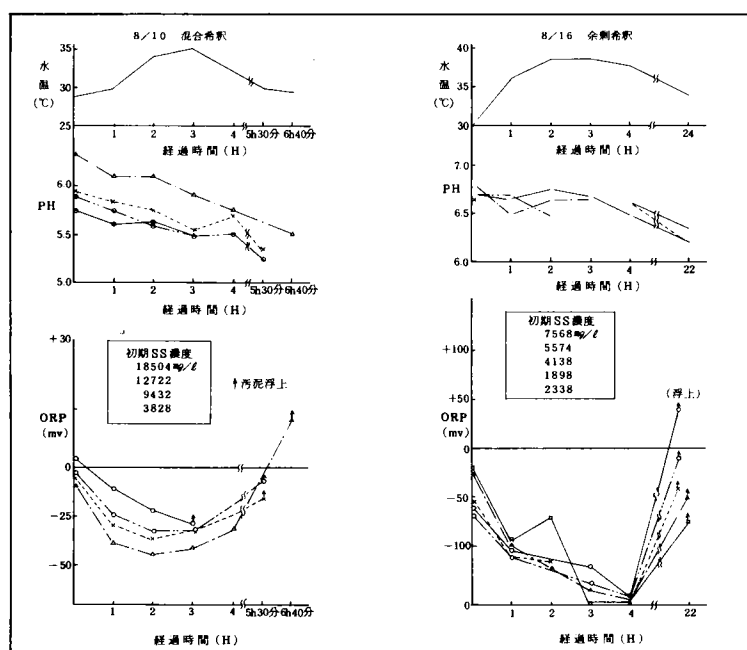


図 1.6 水温，pH，ORPの経時変化

2.2 曝気方法

表 1.6 に 4 時間前後で浮上する初沈汚泥，混合汚泥を曝気法による汚泥浮上を防止効果を示す。また，図 1.8 曝気時間と浮上時間および浮上時の pH 値を示す。表 1.6 と図 1.8 で示すように初沈汚泥，混合汚泥については 3 0

～60分の曝気で汚泥の浮上を防止することができる。一方余剰汚泥については曝気時間には全く影響されない。希釈実験と同様に汚泥の浮上の原因を

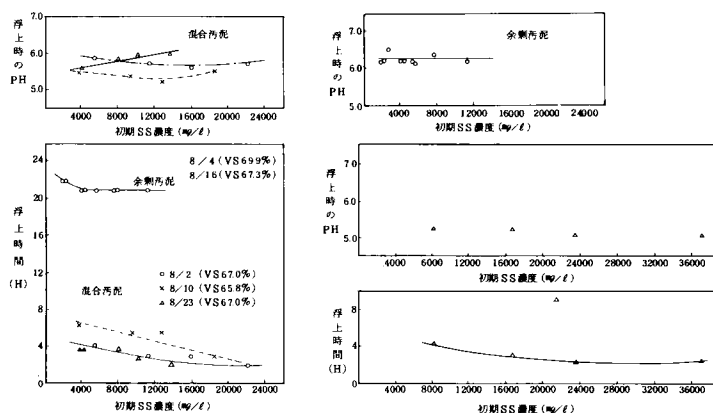


図 1.7 期 S S 濃度変化による浮上時期および浮上時の pH
(希釈法による)

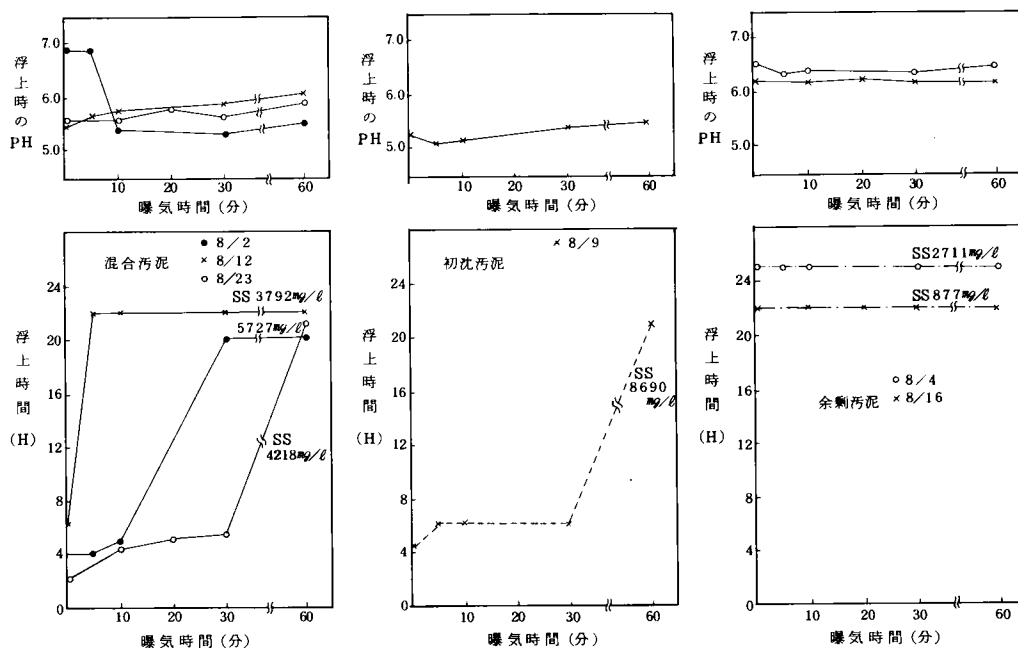


図 1.8 曝気時間変化による浮上時間と pH

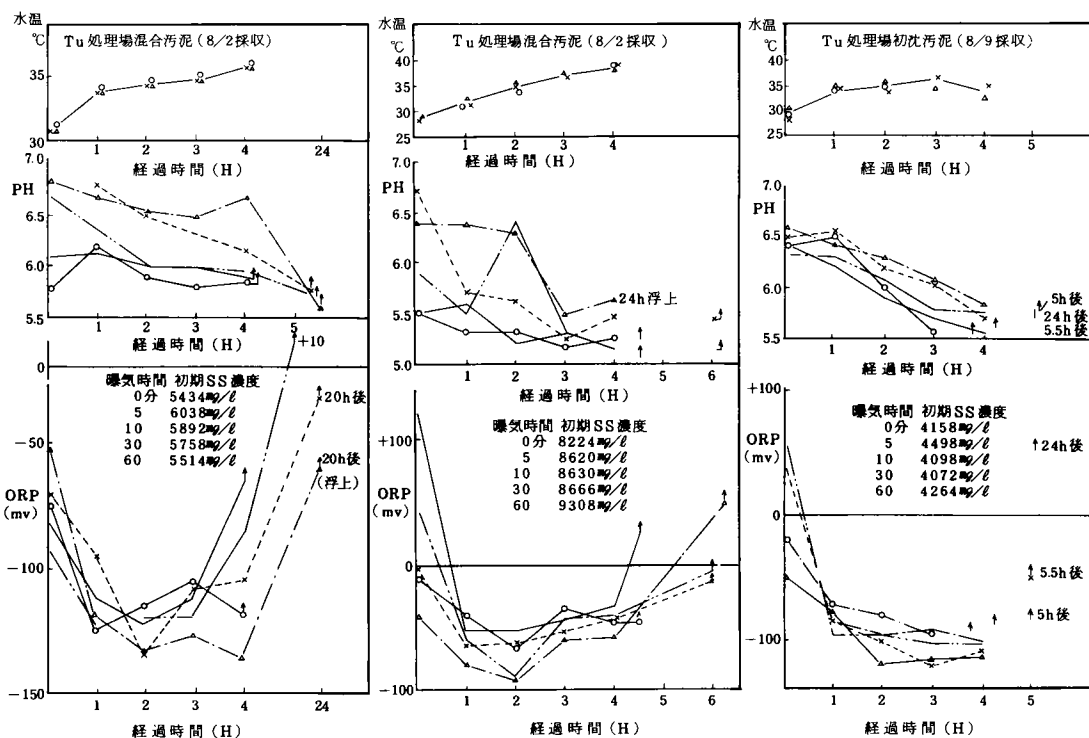


図 1.9 水温, pH, ORP 経時変化

表 1.6 曝気法による汚泥浮上防止効果

<div> <div>曝気時間</div> <div>実験日</div> <div>初期SS濃度 (平均)</div> </div>			浮上時間											
			0分 VS%			10分 VS%			30分 VS%			60分 VS%		
			水温	pH	ORP	水温	pH	ORP	水温	pH	ORP	水温	pH	ORP
初沈	52	8,690	4.3	63.8%		6.0	66.4%		6.0	67.4%		2.1	68.8%	
	8/9	mg/l	29°C	5.2	+41	28.8°C	5.8	+45	28°C	6.4	-3	28.5°C	2.1	-40
	8/10	3,792	6.4			2.2	67.5%		2.2			2.2	68.4%	
混合	8/23	4,218	30°C	6.85	-23	30°C	6.4	-30	31°C	6.7	-38	34°C	6.9	-25
			2.0	67.1%		4.3	-68.1%		5.4	-66.4%		2.1	-65.8%	
			27.5°C	6.1	+98	27.8°C	6.4	+51	28.2°C	6.5	+41	32°C	6.6	-48
	8/2	5,727	4.0	-68.6%		5.0	-68.9%		2.0	-67.3%		2.0	-67.1%	
余剰	8/16	1,880	31°C	5.5	+25	31°C	6.7	-92	31°C	6.95	-70	31°C		-52
			2.2	-66.6%		2.2	-67.2%		2.2	-64.2%		2.2	-65.8%	
			30°C	6.65	+60	30°C	7.05	-1	30°C	7.05	+35	28.5°C	7.2	+5.2

ORPは5分後の測定値

水温, pHは初期

もとめるために，図 1. 9 に水温，pH，ORP の経時変化を示す。しかし汚泥の浮上との関係は得られなかった。曝気することにより汚泥の浮上は防止できるが，汚泥の細分化により汚泥の沈降性濃縮効果に悪い影響を及ぼす可能性について調査を行った。図 1. 10 に曝気時間をパラメータとして汚泥容量と静置時間の関係を示す。図から明らかなように汚泥を 5 ～ 60 分曝気しても 1 ～ 4 時間の汚泥沈降性にはほとんど影響しない。このことから 5 ～ 60 分程度の曝気では，汚泥の細分化は起こらず，汚泥の濃縮に悪影響を及ぼさない。

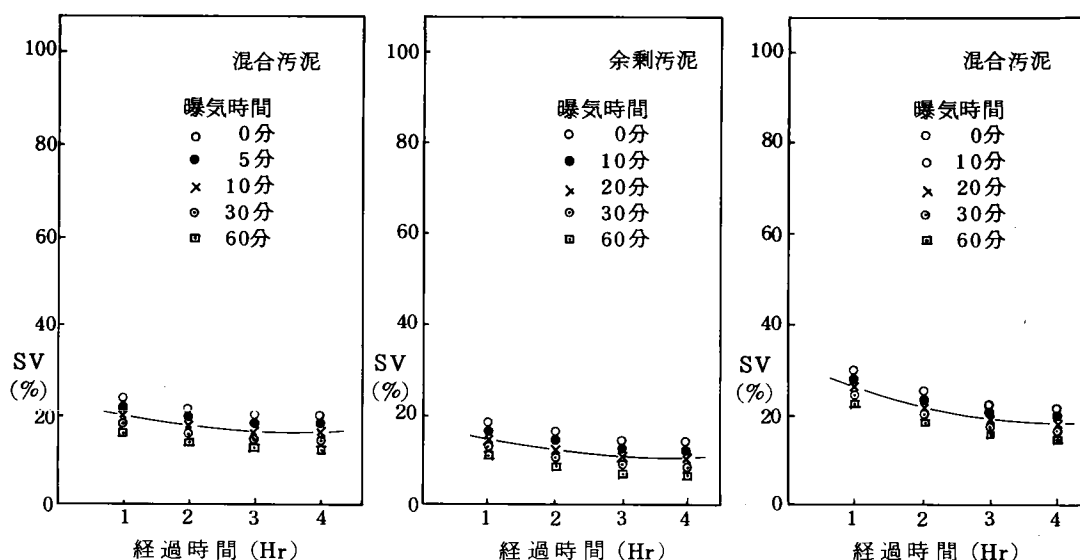


図 1. 10 曝気時間と汚泥沈降性の関係

2.3 余剰汚泥と初沈汚泥との混合

前述のように余剰汚泥は，初沈汚泥に比べて腐敗は起こしにくく，回分テストでの浮上も 22 時間程度まで起こらない。そこで各処理場の汚泥を用いて余剰汚泥と初沈汚泥との混合比による浮上時間の調査を行った。²⁾ その結果を表 1. 7 に示す。また図 1. 11 に余剰汚泥と初沈汚泥の混合比と水温 20℃ に於いての，浮上時間の関係を示す。初沈汚泥は単独で 1 ～ 2 時間程度で浮上するが余剰汚泥と混合することにより浮上時間は延長することができる。しかし，水温が 30℃ になれば，余剰汚泥の混合による効果は現われない。

表 1.7 余剰と初沈汚泥の混合比と浮上時間

処理場		混 合 比					
		初沈単独	20%	40%	60%	80%	余剰単独
T	TS(%)	4.68	4.02	3.48	2.87	2.27	1.67
	VS(%)	44	45.8	46.5	48.8	52	57
	20℃(hr)	2.5	2.5	2.5	3.5	13.5	—
	30℃(hr)	1.5	1.5	1.5	1.5	2.5	22.0
K	TS(%)	3.85	3.19	2.54	1.88	1.23	0.57
	VS(%)	81.3	81.2	81.1	80.9	80.5	78.9
	30℃(hr)	6.0	6.0	6.0	5.0	5.0	11.0

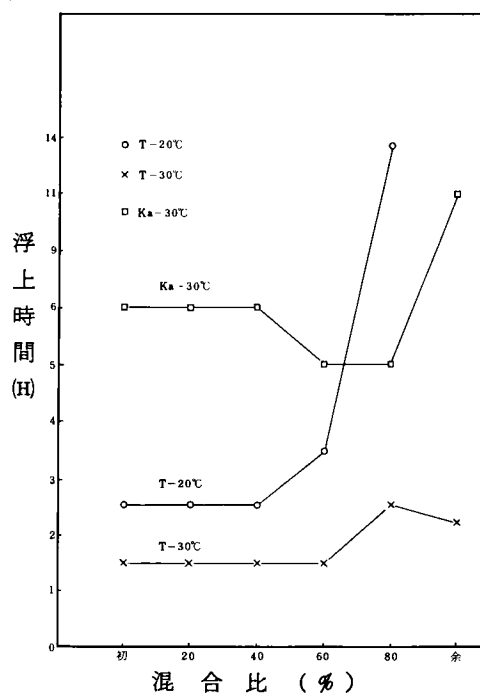
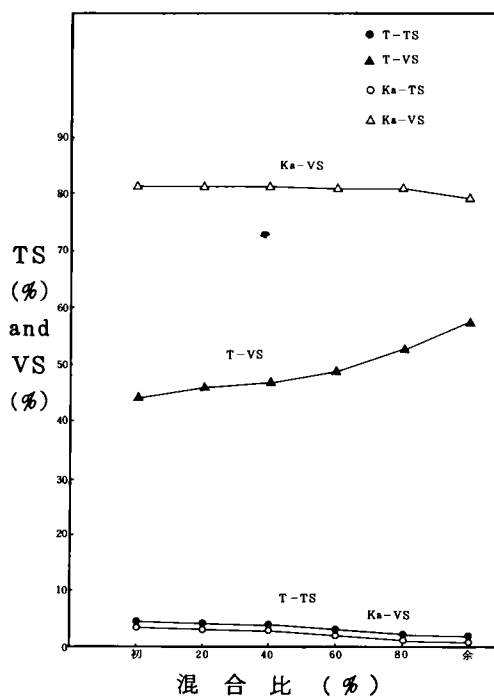


図 1.11 余剰汚泥、初沈汚泥の混合比と浮上時間

普通の処理場では初沈汚泥と余剰汚泥の発生比率は1対1と言われているが、この混合比では余剰混合による効果は程んどない。余剰汚泥混合による沈降性について図 1.12 に示す。余剰汚泥の濃度が低いため、混合することにより、初期濃度が低くなり、沈降曲線が大きくなる。しかし最終汚泥濃度

24時間静置後のSVからもとめると，初沈汚泥は程んど沈降しなくても3.85%であるか，余剰はSV30%でも最終汚泥濃度は1.9%しかならず，余剰汚泥の濃縮性は悪い。

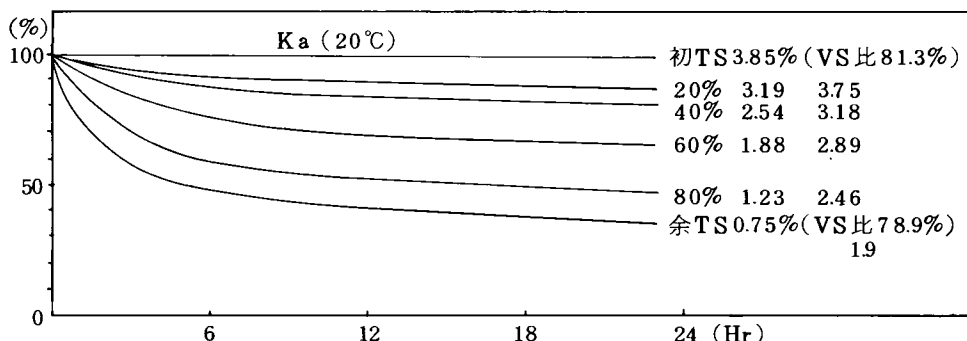


図 1.12 余剰汚泥，初沈汚泥の混合比と沈降曲線

第3節 初期汚泥濃度の影響

初期濃度が小さい場合，図 1.2 のシリンドラ径の影響からも明らかなように初期沈降速度が大きくなる。また，初期沈降速度が大きければ濃縮汚泥濃度は大きくなる。初期汚泥濃度の調整には工業用水と二次処理とを使用して最終汚泥濃度の

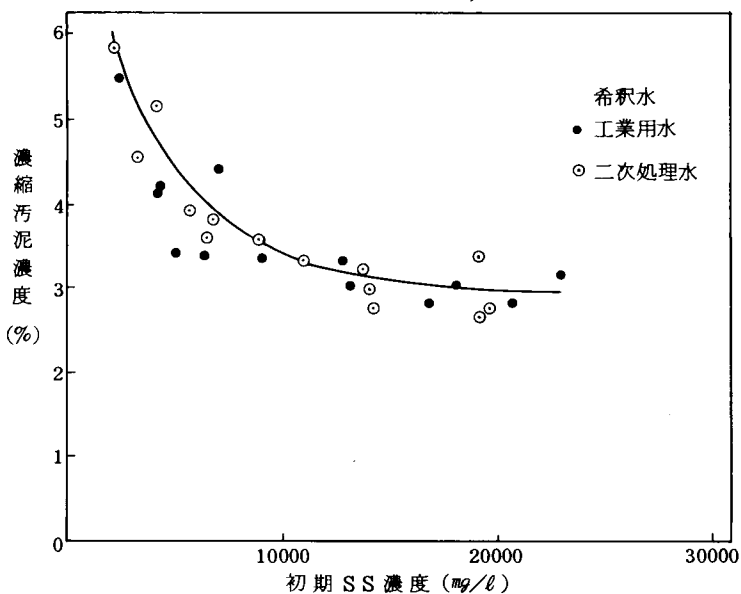


図 1.13 初期SS濃度と濃縮汚泥濃度

差を比較した。図 1.13 に初期SS濃度と濃縮汚泥濃度との関係を示すが、希釈液による濃縮汚泥濃度の差はみられなかった。そこで工業用水により初期汚泥濃度を調節して径300mm、高さ1000mmのシリンダーによる調査を実施した。この結果を表 1.8 に示す。また図 1.14 に初期汚泥濃度と6時間静置後の濃縮汚泥濃度の関係を示す。発生汚泥により濃縮汚泥濃度は異なるが、

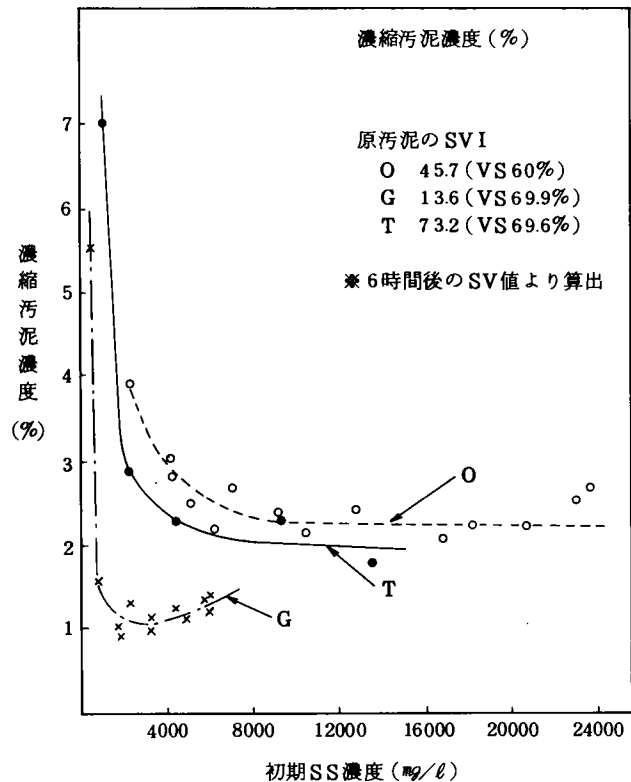


図 1.14 希釈効果に及ぼす汚泥性状の影響

表 1.8 初期汚泥濃度と最終汚泥濃度

初期SS濃度 \ 試料	O	T	G
20000mg/l	2.3	—	—
10000 "	2.3	2.1%	—
6000 "	2.6	2.2	1.4%
4000 "	3.0	2.4	1.2
2000 "	4.1	3.1	1.1
1000 "	—	—	1.4

初期汚泥濃度が8000mg/l以上であれば濃縮汚泥濃度はO処理場汚泥、およびT処理場汚泥は2～2.5%程度にしか濃縮できないが、初期汚泥濃度が5000mg/l以下になれば濃縮汚泥濃度は高くなり、3～4%まで濃縮することができる。SVIが136と濃縮性の悪いG処理上の汚泥では初期汚泥濃度2000mg/l以上では、濃縮汚泥濃度は1～2%程度にしか濃縮できないが、初期汚泥濃度を1000mg/l以下にすれば、濃縮汚泥濃度は高くなる。初期SS濃度が5000

mg/l 以下のときの上澄液 S S は 150 ~ 250 mg/l であった。図 1.15 に初期 S S 濃度と S S 回収率の関係を示すが、希釈による。S S 回収率の悪化は見られなかった。

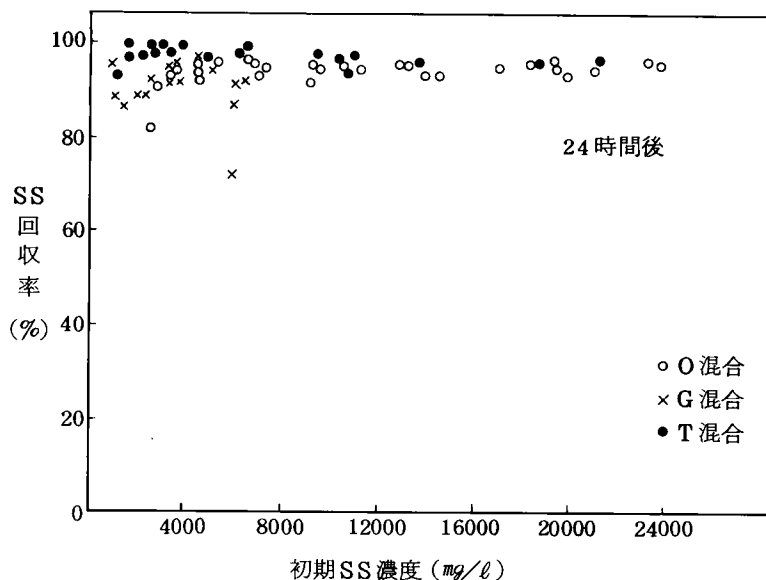


図 1.15 初期 S S 濃度と S S 回収率

次に汚泥の濃縮の指標である。SVI6Hr に対する濃縮汚泥の関係を図 1.16 に示す。初期汚泥濃度は 3000 ~ 7000 mg/l の範囲では SVI の影響は大きく、SVI が 100 以上であれば 3 % 以上の濃縮汚泥は得られない。そのため、SVI に作用する要因を検討する必要がある。

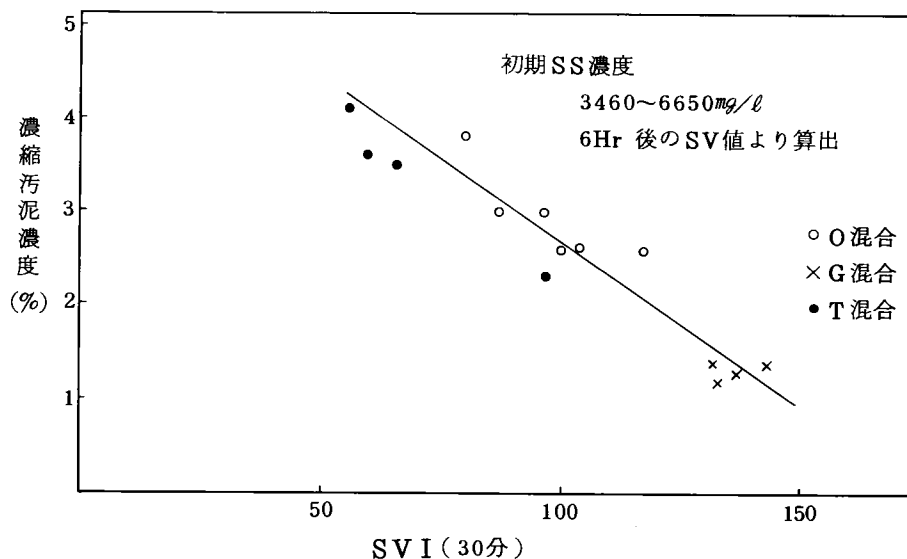


図 1.16 SVI と濃縮汚泥濃度

第4節 実用プラントでの検討

シリンダーテスト結果に基づき $3,500\phi \times 3,000^H$ の実用規模の重力濃縮プラントによる連続実験により，①設計基準の固形物負荷 $70\text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ によるプラントの運転，②汚泥引抜き方法の検討，③投入汚泥濃度コントロールによるプラントの運転について検討した。図 1.17 に直径 $3,500\phi$ の重力濃縮槽の組立図を表 1.9 に濃縮プラントの機器リスト，図 1.18 に重力濃縮槽のフローシート，表 1.10 に測定項目と測定方法を示す。

4.1 現状設計基準での運転

図 1.19 に O 市の実施プラントと同じ運転条件で行った時の固形物負荷と濃縮汚泥濃度，および S S 回収率との関係を示す。このように設計値の固形物負荷 $70\text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ 程度では，S S 回収率は 80 % 程度であるが，濃縮汚泥濃度は 2 ～ 2.5 % 程度にしかない。濃縮汚泥濃度を高めるには，固形物負荷を高くし，S S 回収率を無視する運転をすればよい。この現象は沈降性のよい固形物のみが沈降するために濃縮汚泥濃度は高くなる。一方回収率をよくするには，固形物負荷を $60\text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ 以下にすればよいが，濃縮汚泥

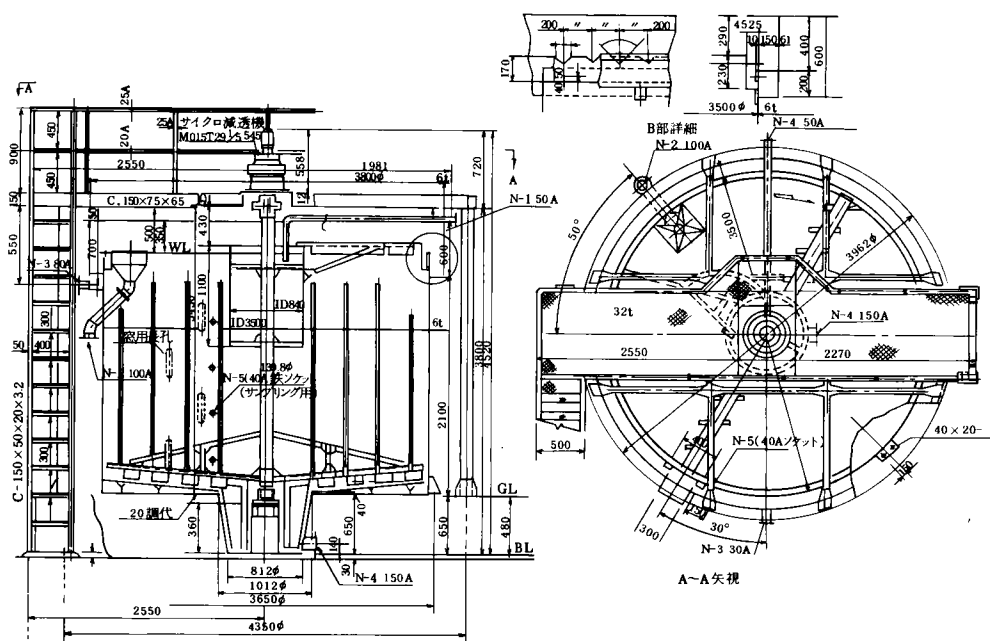


図 1.17 重力濃縮槽

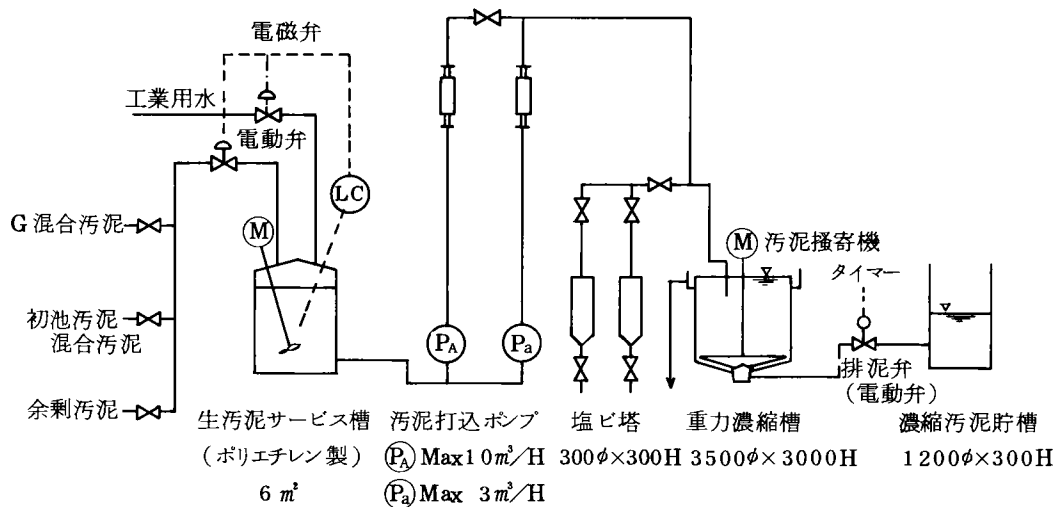


図 1.18 重力濃縮槽実験フローシート

表 1.9 機器リスト

プラント名称: 汚泥濃縮実験プラント

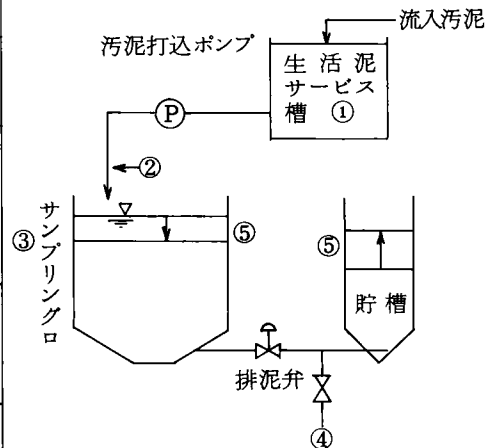
設備名称: 重力濃縮

名 称	形 式	電動機 (KW)	仕 様	数 量
生 汚 泥 サ ー ビ ス 槽	ポ リ エ チ レ ン 円 筒 型		6m ³	2 槽
生汚泥サービス槽攪拌機	立 型 低 速 攪 拌 機	1.5	45 rpm	2 台
汚 泥 打 込 ポ ン プ A	無段減速機付スネークポンプ	3.7	4~10m ³ /H×50m×100φ	1 台
汚 泥 濃 縮 槽	S S 製 円 筒 形		3500φ×3000H	1 基
汚 泥 濃 縮 槽 掻 寄 機	サ イ ク ロ 減 速 機	0.2		1 台
塩 ビ 塔	塩 ビ 円 筒 形		300φ×3500H	2 塔
濃 縮 汚 泥 貯 槽	S S 製 円 筒 形		1200φ×3000H	1 槽
汚 泥 打 込 ポ ン プ B	無段減速機付スネークポンプ	2.2	3m ³ /H×50m×50φ	1 台
電 磁 流 量 計 A	電 磁 式		4~10m ³ /H×50φ	1 台
電 磁 流 量 計 B	電 磁 式		0~4m ³ /H×25φ	1 台

表 1.10 測定項目と測定方法

測定項目	測定位置	測定場所 現場会社	測定方法	データ
混合生汚泥濃度 (%) または (mg/l)	①	○ 1%以上	AM9:00~PM3:00 1時間ごとに採水	
汚泥投入量 (m³/日)	②	○	1日1回実測	3回の平均
固形物負荷 (kg/m²日)			計算による $\frac{\text{混合生汚泥濃度} \times \text{濃縮槽面積}(9.6\text{m}^2)}{\text{汚泥投入量}}$	
水面積負荷 (m³/m²日)			計算による $\frac{\text{汚泥投入量}}{\text{濃縮槽面積}(9.6\text{m}^2)}$	
滞留時間(日)			計算による $\frac{\text{濃縮槽容積}}{\text{汚泥投入量}}$	
濃縮槽内濃度分布 (%)	③	○ 1%以上	1日1回採水 表中 ()内の値は水温	
引抜時間隔 引抜時間		○	タイマーで設定	
SRT			$\frac{V \cdot \text{界面下の汚泥容積}}{Q \cdot C_e}$ C: 界面下平均濃度 Q: 汚泥引抜き量 C _e : 引抜き汚泥濃度	
引抜汚泥濃度 経時変化 (%)	④	○	濃縮槽底部より (排泥開始→終了) 経時的に採水	
平均引抜汚泥濃度 (%)		○	上記のコンポジットサンプル	平均
引抜汚泥量 (m³)	⑤	○	1) 濃縮槽水面低下長さ×濃縮槽面積→高濃度 (1.5%以上) 2) 濃縮汚泥貯留槽上昇水位×貯留槽面積 低濃度 (希釈実験)	2~3回の平均
SS回収率 (%)			計算による $(100 - \frac{\text{上澄液流出固形物量}}{\text{投入固形物量}}) \times 100$	
濃縮槽内汚泥界面位置		○	サイホン管による	1回

⊗ 測定位置



分析

現場：赤外線K分計 (Kett)

試験室：下水試験法

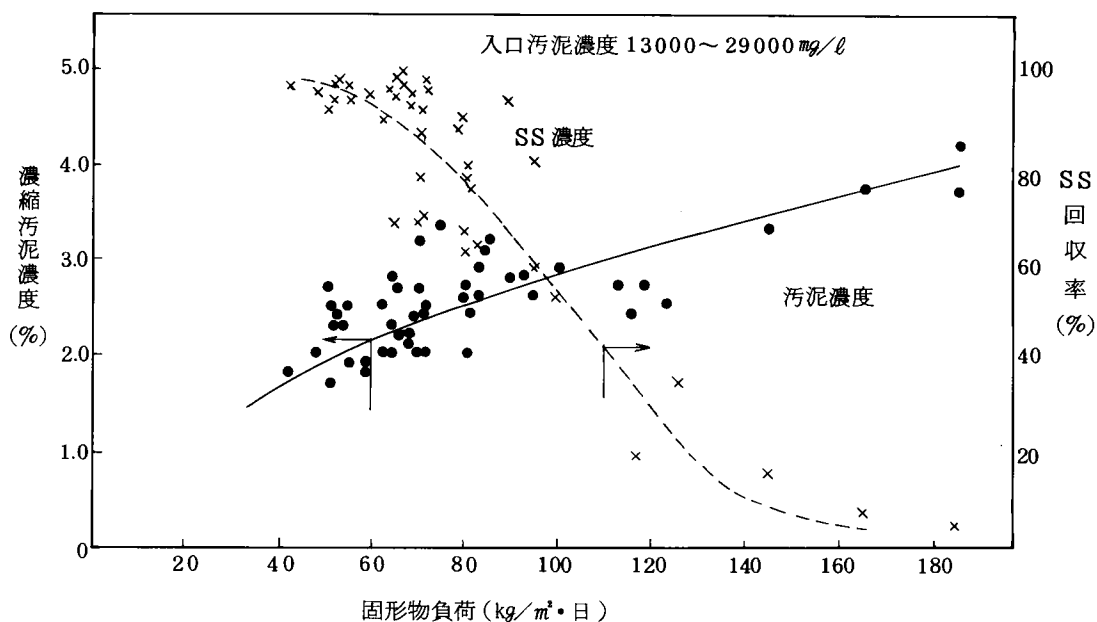


図 1.19 固形物負荷と濃縮汚泥濃度およびSS回収率の関係

濃度は2～2.5％程度にしかない。実用プラントの運転結果を表 1.1 1 に示す。図 1.2 0 に定常時での濃縮槽内の汚泥濃度分布を示す。

表 1.1 1 固形物負荷 $70 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ での濃縮結果

項目 \ 引抜間隔	0.5H	1.5H	2～3H
濃縮汚泥濃度 (%)	2.5	2.7	2.7～3.2
上澄液濃度 (%)	1.5	0.6	1.0
S S 回収率 (%)	90	90	70

水深方向に対する濃度分布はなく一定濃度になっており濃縮槽自身汚泥貯留槽的な役割しかはたしていないように思われる。

4.2 汚泥引抜き方法の検討

汚泥の引抜き間隔に対する濃縮効果を表 1.1 1 に示す。引抜き量については汚泥入口汚泥量からと汚泥界面高さとかから決定した。図 1.2 1 に汚泥引抜

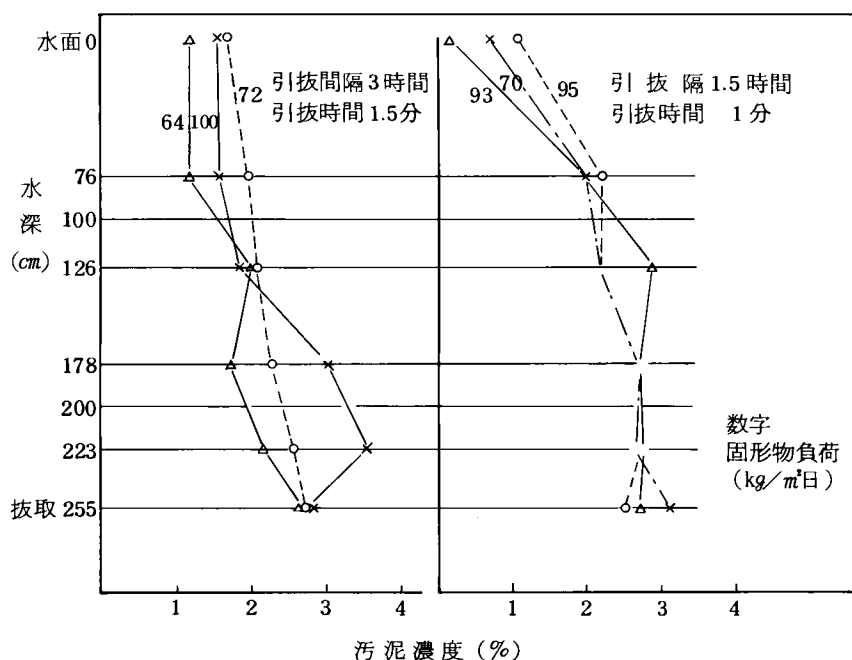


図 1.20 汚泥濃縮槽濃度分布

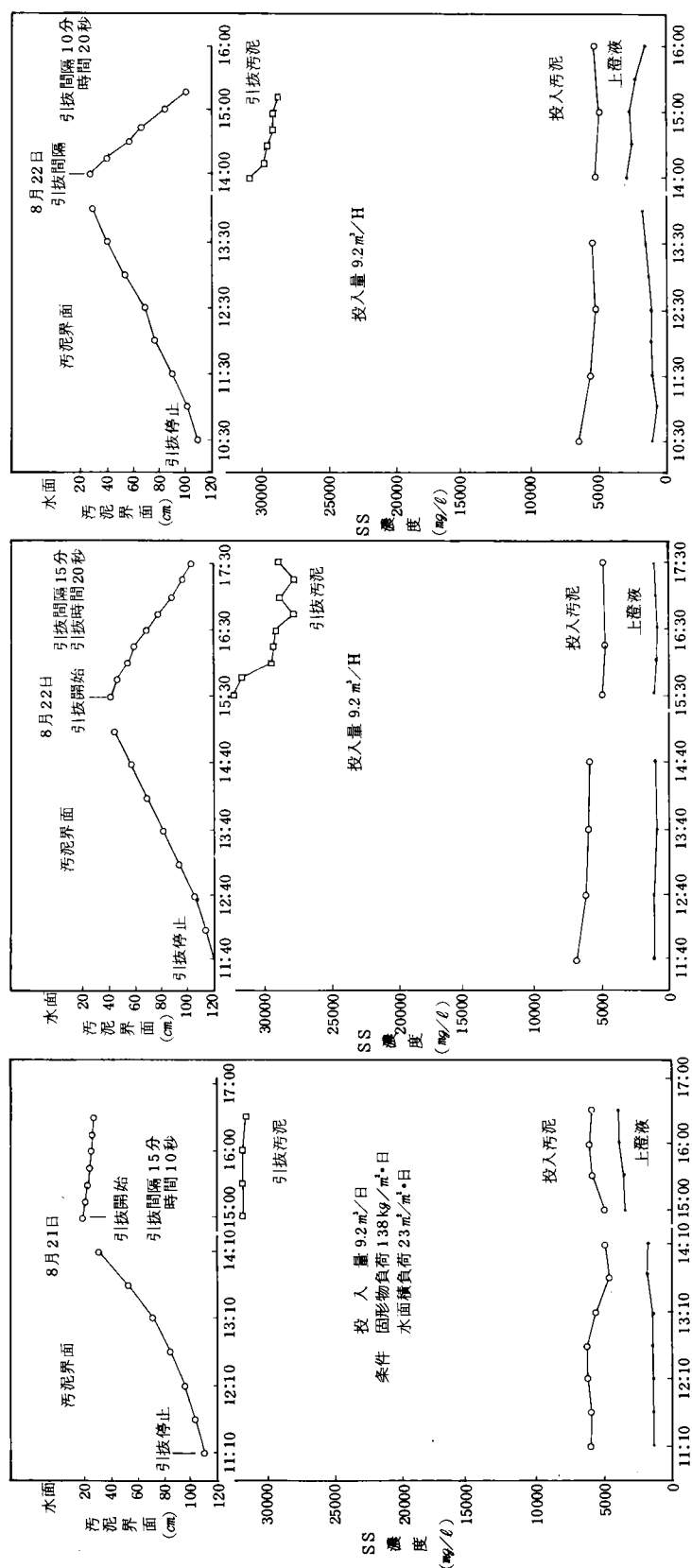
を一時停止して、後の汚泥界面の変化と引抜き開始後の汚泥界面の変化を示す。引抜き汚泥濃度は引抜き間隔の差により変化は生じないがSS回収率は引抜き間隔を小さくし連続に近い状態にする方が高くなる。これは汚泥界面を一定に保つことができるためであろう。図1.22に汚泥の引抜き間隔を小さくした時の濃縮槽内の濃度分布を示すが、図1.20の汚泥引抜き間隔が1.5～3時間の場合には見られなかった汚泥濃度分布が生じている。このように汚泥の引抜き方法はできるだけ連続に引抜くのが好ましい。

4.3 SS回収率に影響する因子

前述のように濃縮槽の運転は連続投入で、汚泥の引抜きは10分間隔とこまかく実施した。図1.23に界面高さとSS回収率との関係を示す。汚泥濃度を1000～10000mg/lに調整したため、水面積負荷は10～30m³/m²/日と変化した。汚泥界面が水面より80cm以上であれば90%以上のSS回収率を得ることができる。

図1.24に全運転期間中(約8ヶ月)での固形物負荷と上澄SS濃度の関係を示す。

図 1.2.1 引抜停止による汚泥界面の変動および汚泥界面の復帰



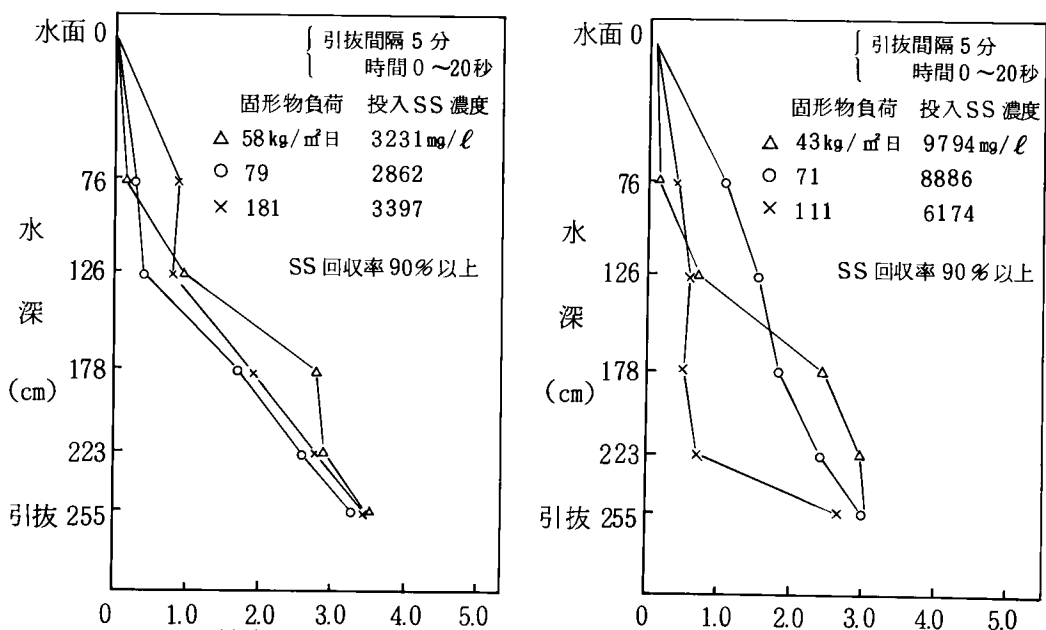


図 1.2.2 濃縮槽内の濃度分布

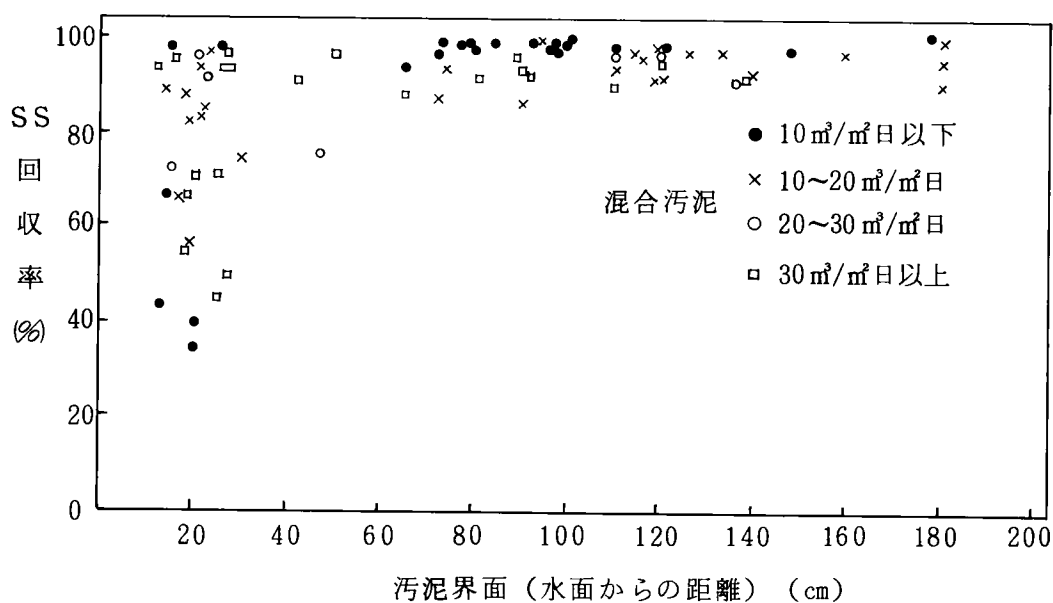


図 1.2.3 汚泥界面とSS回収率

上澄液SS濃度は1000mg/l以下となり、安定した固形物回収率が得られる。

4.4 引抜汚泥濃度に影響する因子

引抜き汚泥濃度に影響する因子として、流入汚泥濃度、固形物負荷、濃縮汚泥の槽内平均滞留時間 (SRT) 等が考えられる。実験期間中、投入汚泥

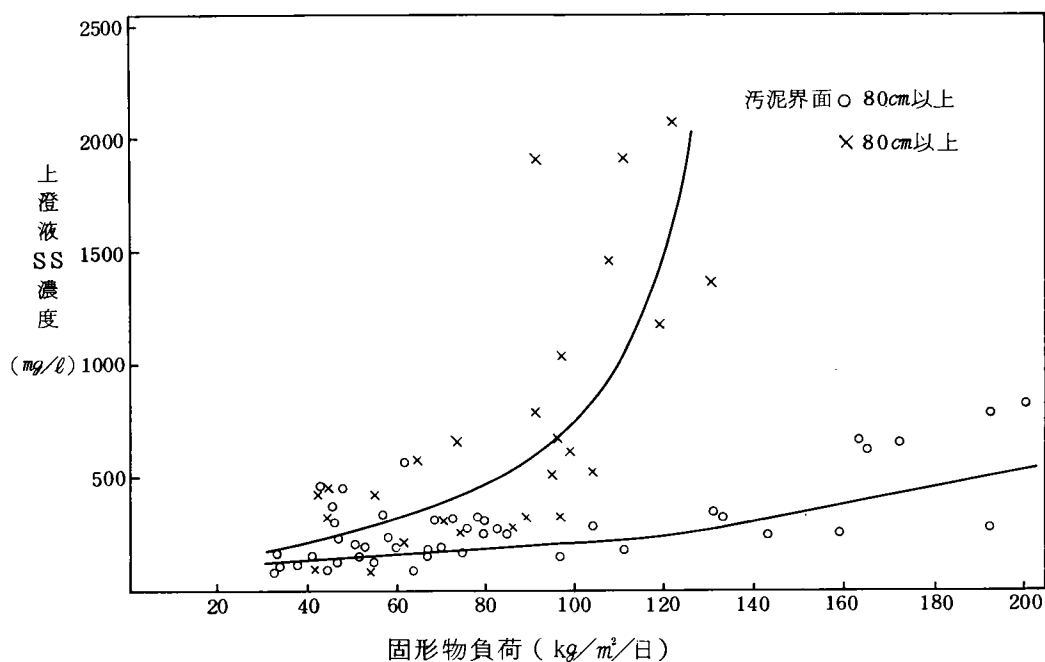


図 1.24 固形物負荷と上澄液 S S 濃度

濃度に変動したため、データ解析に当たっては前日との投入汚泥濃度差が 2000mg/l 以内，汚泥界面差が 60cm 以内，S S 回収率 90 % 以上のデータを対象とした。図 1.25 に S S 回収率 90 % 以上の時の投入 S S 濃度と引抜き汚泥濃度の関係を示す。

シリンダーテストほど明確ではないが，投入汚泥濃度が 8000mg/l 以上では引抜き汚泥濃度は 30 % 以上にすることができないが，投入汚泥濃度を 3000mg/l 程度にまですると引抜き汚泥濃度を 4 % にまですることができる。

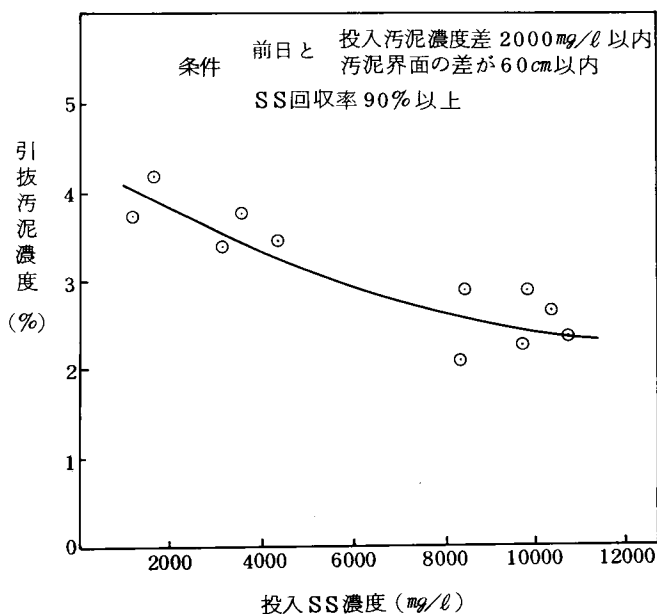


図 1.25 投入濃度調整による濃縮効果

汚泥濃縮槽の設計では、今まで固形物負荷だけで考えられ濃縮槽の水深については、経験のみで全く考慮されていなかった。シリンダーテストの結果も汚泥の濃縮には、1 m以上の深さがあれば濃縮効果は変わらないようであるが、濃縮槽での汚泥の滞留時間を考える時には濃縮槽の影響はでてくる。濃縮槽での濃縮汚泥滞留時間（S R T）は、次式で表わせる。

$$SRT = \frac{V \cdot C}{Q \cdot C_e} \dots\dots\dots (1-1)$$

ここでVは濃縮槽内の汚泥容積〔（濃縮槽全容積）－（水面から汚泥界面までの容積）〕（m³）

Cは汚泥層の濃度〔汚泥層の50 cmごとに実測し、平均濃度を算出した〕（%）

Qは引抜き汚泥量〔実測〕（m³/hr）

C_eは引抜き汚泥量濃度〔実測〕（%）

このように算出したS R Tと引抜き汚泥濃度の関係を図 1.2 6，図 1.2 7 に示す。

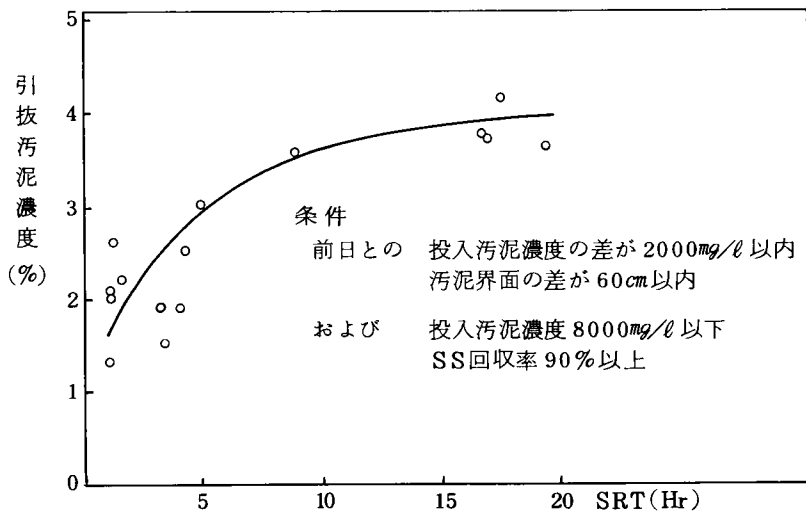


図 1.2 6 S R Tと汚泥濃度

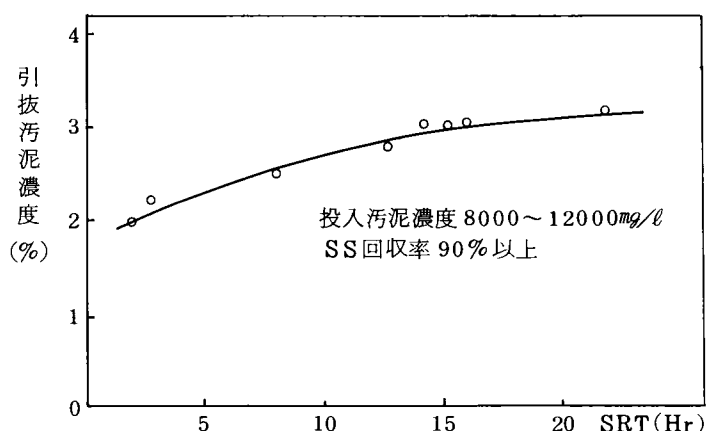


図 1.27 S R T と 汚 泥 濃 度

図 1.27 は投入汚泥濃度 8000mg/l 以下のものであるが，S R T 15 時間以上であれば引抜き汚泥濃度は 4 % 前後である。一方，投入汚泥濃度 8000 ~ 12000mg/l では S R T 15 時間以上で引抜き汚泥濃度 3 % 前後である。汚泥層の高さ H，濃縮槽の面積 A とすれば，(1 - 1) 式は (1 - 2) 式となり，

$$SRT = \frac{H \cdot A \cdot C}{Q \cdot C_e} \dots\dots\dots (1 - 2)$$

固形物負荷により A を決定すれば，汚泥層の高さ H を決定することができる。

第 5 節 考 察

濃縮は，回収率を高く保持しつつ，引抜き汚泥濃度を高くすることが必要条件である。実際の濃縮槽では，槽内の汚泥界面がほとんど水位と同程度となっていてることが多く，汚泥が溢流し，回収率が低下している。また，夏期に汚泥が腐敗を起すため浮上し，回収率，引抜き汚泥濃度共に悪化する場合が多い。

界面の位置と回収率の関係は本調査により確かめられ，水面下 80cm 程度以下に界面の位置を設定すれば，水面積負荷 $40\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{日}$ 程度と高くしても 70 % 程度の回収率を得ることができた (SL30 ~ 100kg/m²・日)。また，夏期における汚泥の腐敗浮上は濃縮前に汚泥を 30 ~ 60 分間曝気することにより，汚泥の界面沈降速度を低下させることなく，20 時間程防止することができた。流入汚泥の質は大きな因子であるが，流入下水の性状と 2 次処理施設の設計，運転方法

によって決まるものと考えられるので、今回の調査では与条件と考えた。

固形物負荷は、当然、引抜汚泥濃度と関係するものと思われるが、今回調査した範囲（ $S.L\ 30 \sim 100\text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ 程度）内では、引抜汚泥濃度と固形物負荷の明確な関係は見出せなかった。これは、固形物負荷を変化させた範囲が比較的小さかった為と考えられる。設計値（ $S.L = 70\text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ ）前後の固形物負荷における運転で、引抜汚泥濃度を左右する第1の因子はSRTと考えられる。従って、SRTを長くするような運転とは、汚泥界面を高く保持した運転ということになるであろう。しかし、汚泥界面が高くなりすぎれば汚泥が溢流し、回収率が低下する。回収率を高くしつつ、SRTを長くしようとすれば、汚泥界面の制御が必要となる。濃縮槽水深が大きく設計されておれば、界面制御範囲が大きくなり制御はしやすくなる。O処理場の混合汚泥については、SRTが10～15時間以上必要である。

一方、SRTが長くなれば、夏期における槽内汚泥の腐敗浮上が起こりやすくなり、前述のように濃縮前に汚泥を曝気して腐敗浮上を防止することが必要となる。必要十分なSRTを保持した場合に引抜汚泥濃度に影響する因子は投入汚泥濃度であった。O処理場の混合汚泥についても、シリンダーテスト結果と同じくパイロットプラントの結果でも投入汚泥濃度を小さくする程、引抜汚泥濃度は高くなる傾向があった。

投入汚泥濃度の調整は沈澱池汚泥引抜量を制御することにより可能であろう。

以上のように、投入汚泥濃度を低くし、夏期には濃縮槽投入前に曝気し、必要SRTを満たしつつ回収率を高くするように界面を制御すれば、濃縮効果を大きくすることができると考えたが、次の問題はどのように運転すれば、どの程度の引抜濃度が得られるかということである。引抜汚泥濃度は、投入する汚泥の性状に左右されるものであり、O処理場の場合は4%程度が上限と考えられる。

シリンダーテスト結果から、引抜汚泥濃度を指定する方法については、種々検討してみたが明確な結論は引き出せなかった。

重力濃縮による濃縮限界については、シリンダーテストにより傾向を知ることとはできる。濃縮限界に近い引抜汚泥を効率良く得る方法として上記の運転方

法を提示した。バルキング活性汚泥を含む汚泥等のような濃縮限界濃度の小さな汚泥を限界値以上に濃縮する必要のある場合は重力濃縮以外の方法によらなければならないであろう。

1) 汚泥界面の制御について

回収率を高く保持しつつ，十分な濃縮効果を得るためには図 1.28 に示すように，回収率を高くするための界面位置と必要 SRT を得るための界面下限位置の間に常に界面を保つ必要がある。

必要 SRT を得るために必要な界面高さについて検討する。

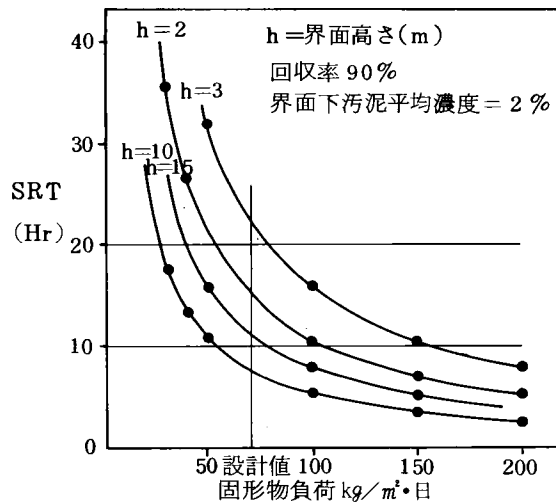


図 1.28 SRT と固形物負荷の関係

$$SRT = \frac{24 \times V \cdot C}{Q \cdot C_e} \dots\dots (1-3)$$

ここに

V ; 界面下汚泥容量 (m³)

C ; 界面下汚泥濃度 (mg/l)

Q ; 引抜汚泥流量 (m³/日)

固形物負荷 (S・L) (kg/m²・日)

および回収率 (R) (%) はそれぞれ

次式で示すことができる。

$$(S \cdot L) = \frac{Q_i \cdot C_o}{A} \times 10 \dots\dots\dots (1-4)$$

$$R = \frac{Q \cdot C_e}{Q_i \cdot C_o} \times \frac{1}{100} \dots\dots\dots (1-5)$$

ここに Q_i : 投入汚泥量 (m³/日)

C_o : 投入汚泥濃度 (%)

A : 濃縮槽水面積 (m²)

また，界面高さを h (m) とすれば，(1-4)，(1-5) 式を用いて，(1-3) 式を次のように示すことができる。

$$SRT = \frac{h \cdot C}{(S \cdot L) \cdot R} \times 24 \times 10^3 \dots\dots\dots (1-6)$$

(1-6)式を用いて、SRTと固形物負荷の関係を回収率90%，界面下汚泥平均濃度2%の場合について、界面高さをパラメーターとして図1.28に示す。また、必要SRTを10時間とした場合の必要な界面高さ（h）を固形物負荷との関係で図1.29に示す。

発生汚泥量の季節変動，日間変動を考慮して，固形物負荷は最大 $100\text{ kg/m}^2 \cdot \text{日}$ とし，界面下汚泥濃度を2%とすれば，必要界面高さは2mとなる。

界面コントロール範囲がどの程度あれば安定した運転が行い得るかについては今後の課題であるが，図1.28に示すように槽底からの汚泥引抜きと界面位置が連動することが確かめられているので，界面計により汚泥界面位置が把握できれば，比較的せまい範囲内に界面を保つことができると思われる。

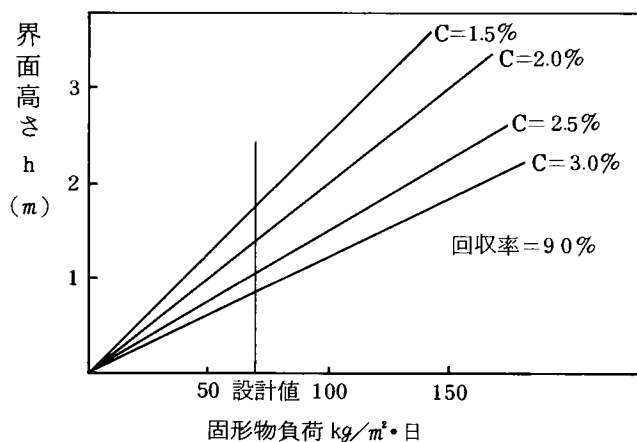


図 1.29 SRT=10 時間を保持するに必要な界面高さ と 負荷 の 関係

制御方法は，界面が下限位置以下になる場合は引拔を停止し，上限位置以上になる時は引拔量を増大させることによって行う。これらの制御機構は現行のタイマーによる引拔開始，濃度による引拔停止機構に更に必要条件として上記制御をつけ加えればよいと思われる。

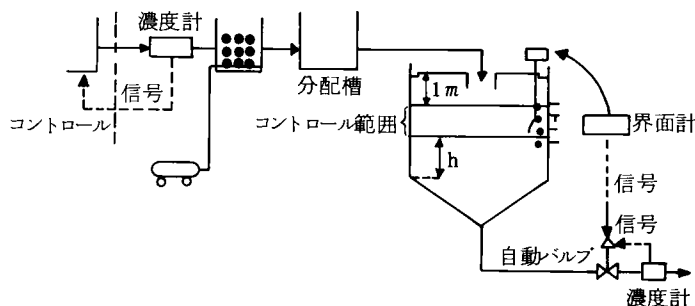
界面計については，各社が開発しており実用化できると考えられるが，問題は設置方法である。今後の濃縮槽の建設に当っては，濃縮槽構造上界面計

が設置しやすいように考慮する必要がある。

2) 運転方法

シリンダーテストおよびテストプラントの運転結果を参考にし、重力濃縮槽の機能を十分発揮しうる運転として次のような方法を提案する。

- ① 重力濃縮槽投入のSS濃度を $3000\sim4000\text{mg/l}$ 程度に沈澱槽汚泥引抜量によって調整する。また、可能な限り、余剰、沈澱両汚泥共連続投入する。
- ② 夏期においては汚泥の浮上を防止するため $30\sim60$ 分程度の前曝気を行う。
- ③ SS回収率を高く維持するため、およびSRTを長くするため、汚泥界面計を設置し汚泥界面をコントロール範囲内に保持するように制御する。
- ④ したがって、濃縮槽の引抜量制御は現行のタイマーと濃度計による方式に更に界面位置による制御条件をつけ加える必要がある。
- ⑤ 以上の事を図1.30に示す。



汚泥界面制御の模式図

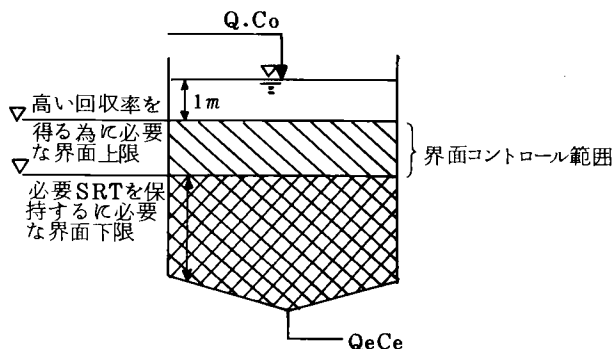


図 1.30 重力濃縮槽の制御方式と

汚泥界面制御の模式図

参考文献

- 1) 日本下水道事業団「汚泥処理消化プロセスからの脱離液の処理に関する調査報告」昭和51年3月, 昭和52年3月
- 2) 日本下水道事業団「汚泥管理手法の改善に関する調査」昭和52年度, 昭和53年度
- 3) 松尾英介, 清水治, 中村一郎「下水汚泥の濃縮装置の評価」第14回下水道研究発表会講演集 昭和52年度
- 4) 坂口秀世, 清水治, 桑元康雄「汚泥濃縮装置の評価ー遠心濃縮機について」第15回下水道研究発表会講演集 昭和53年度
- 5) G. I. Kynch; 「A. Theory of Sedimentation」 Trans Faraday Society Vol 48. p166 (1952)
- 6) Lincoln T. Work and Arthur S. Kohler 「Sedimentation of Suspensions」 Ind. Eng. Chem Vol 32 No 10 (1940) p1329
- 7) Clark S. Robinson 「Some Factors Influencing Sedimentation」 Ind. Eng. Chem Vol 18 No 8 1926 p869
- 8) Roberts E. J. Mining Engineering 1 (1949)
- 9) Coe and Clevenger, . Trans Am Inst Mining 55 (1916)
- 10) W. P. Talmage and E. B. Fitch 「Determining Theckner Unit Areas」 Ind. Eng. Chem. Vol 47 No 1 p38 (1955)
- 11) 吉岡直哉, 堀田豊, 田中晋「均質スラリーの回分沈降における諸特性」化学工学 Vol 19 No 12 p616 (1955)
- 12) 吉岡直哉, 堀田豊, 田中晋, 内藤悟, 津上信一「均質凝集スラリーの連続沈降濃度」化学工学 Vol 21. No 2 p66 (1957)
- 13) Richard I. Dick & Benjamin B. Ewing 「Evalvation of Activated Sludge Thickening Theories」 Jounal Sanitary Eng Divi ASCE. SA4 August (1967)
- 14) 真柄泰基, 宇土沢光賢「活性汚泥フロックの物性に関する研究」下水道協会誌 Vol 11 No 125 (1974/10)
- 15) 真柄泰基, 南部洋一「活性汚泥の沈降性を支配する生物化学的因子に関する

- る実験的研究」下水道協会誌 Vol 11 No.126 (1974/11)
- 16) 日本下水道協会「下水道施設設計指針と解説」(1972)
 - 17) 亀井三郎他「化学機械の理論と計算」産業図書(1959)
 - 18) 大阪市下水道局「下水汚泥の濃縮に関する実験報告書」昭和54年4月
 - 19) 清水治, 桑元康雄, 松尾英介, 内村輝美「下水汚泥の効果的濃縮法」環境技術 Vol 7 No.5
 - 20) 清水治, 内村輝美「下水汚泥の濃縮装置の評価」京都大学環境衛生工学研究会第1回シンポジウム講演論文集 昭和54年12月
 - 21) 清水治, 内村輝美, 松尾英介「下水汚泥の濃縮設備の評価」環境創造 80/8

第2章 加圧浮上濃縮による下水汚泥濃縮の効率化

加圧浮上法による汚泥の濃縮は、特に余剰汚泥の単独濃縮装置として、米国等では広く使われている⁹⁾。これは、重力式のみでは沈みにくい余剰汚泥を、重力式に比べて人工的強制力が強い加圧浮上方式で強制的に固液分離して、その後重力濃縮された初沈汚泥と貯留槽で混合する方法である。

加圧浮上濃縮には汚泥粒子に気泡を付着させる方法により減圧後混合方式、加圧下混合方式および全量混合方式に分類される¹⁾。

今回、下水汚泥を対象に加圧浮上方式の濃縮効果をもとめるために、室内実験とこの結果に基づき、重力濃縮実験と同様に〇市〇処理場に $700\text{mm}^L \times 700\text{mm}^L \times 3000\text{mm}^H$ のベンチスケールの加圧浮上槽を設置し、汚泥の強制濃縮機としての評価実験を実施した。

第1節 回分テスト機による実験

回分テストの解析例としては Richard I. Dich の研究があるが^{7), 8)}、実施プラントを設計するに必要な設計因子や、運転に必要な操作因子をもとめるために図 2.1 に示す回分テスト機を用いての室内テストを実施した。

加圧浮上濃縮の操作因子として①加圧水圧力、②加圧時間、③気固比、④薬注の有無が考えられる。図 2.2 に加圧タンク圧力と汚泥の上昇速度（重量速度）の関係を示す。また加圧時間とSV 30%に要する時間の関係を図 2.3 に示す。

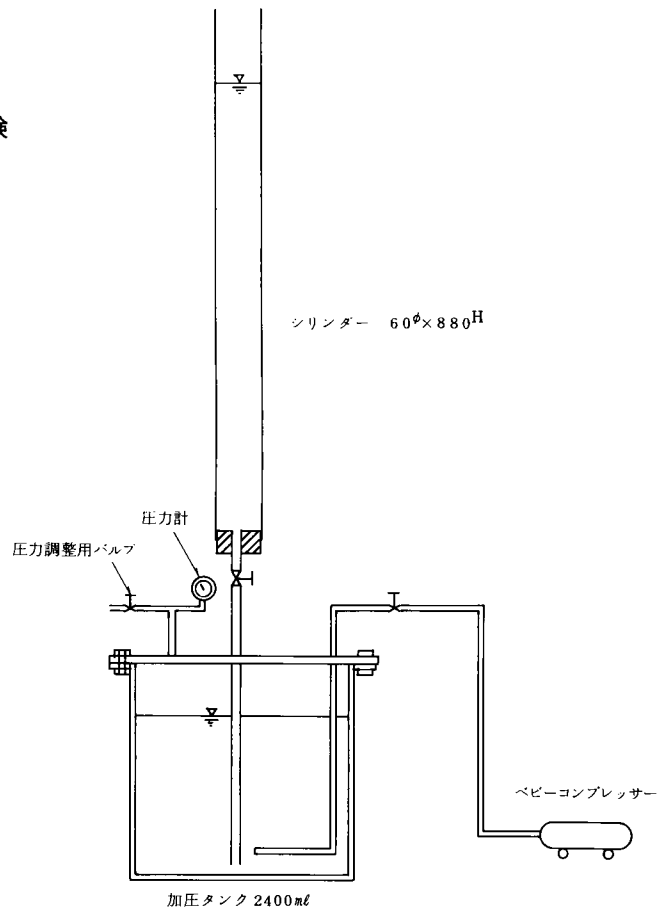


図 2.1 加圧浮上試験機

この結果より加圧時間は3分とした。また圧力については 3 kg/cm^2 がピークとなっている。

同様に図 2.4 に気固比と重量速度の関係を示すが気固比 $5 \times 10^{-3} \text{ g/g}$ 以上では、重量速度は一定となる。図 2.5 に気固比と濃縮汚泥濃度の関係、図 2.6 に気固比と回収率との関係を示す。気固比は薬注の場合には、 5 mg/g 以上あれば回収率は 90 % 以上になり、汚泥濃度は 3.5 ~ 4.5 % 程度を確保できる。一方、無薬注の場合には SS 回収率を 80 % 以上にするには、気固比 10 mg/g 以上が必要である。しかし無薬注では汚泥濃度は 3 ~ 3.5 % 程度が限度である。また静置時間に対する各汚泥層内の汚泥濃度を図 2.7 に示す。加圧浮上の汚泥層は重力濃縮時の汚泥層と異なり汚泥濃度分布は、汚泥槽の上ほど水分が抜

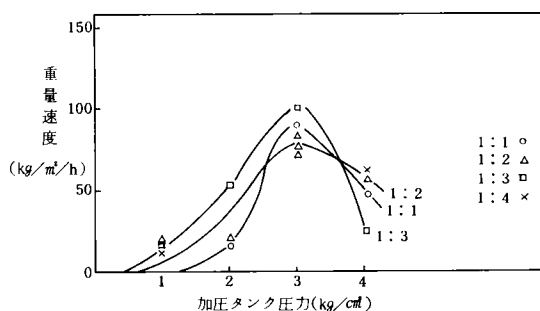


図 2.2 加圧タンク圧力と重量速度の関係

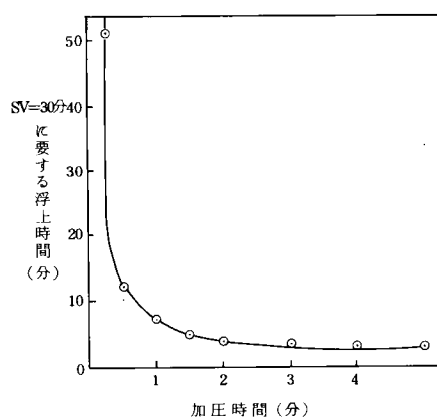


図 2.3 加圧時間 V S 浮上時間

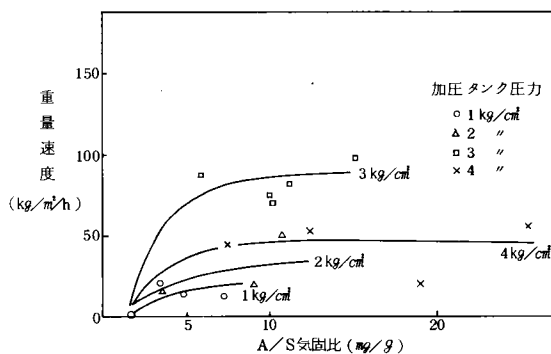


図 2.4 気固比と重量速度の関係

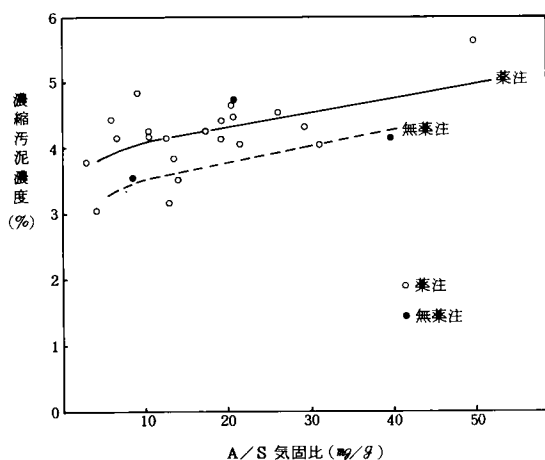


図 2.5 気固比と濃縮汚泥濃度

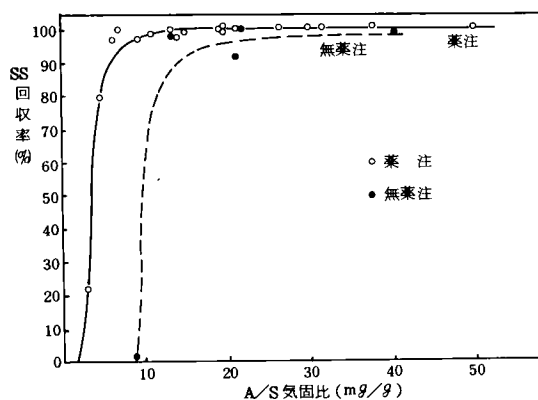


図 2.6 気固比と回収率

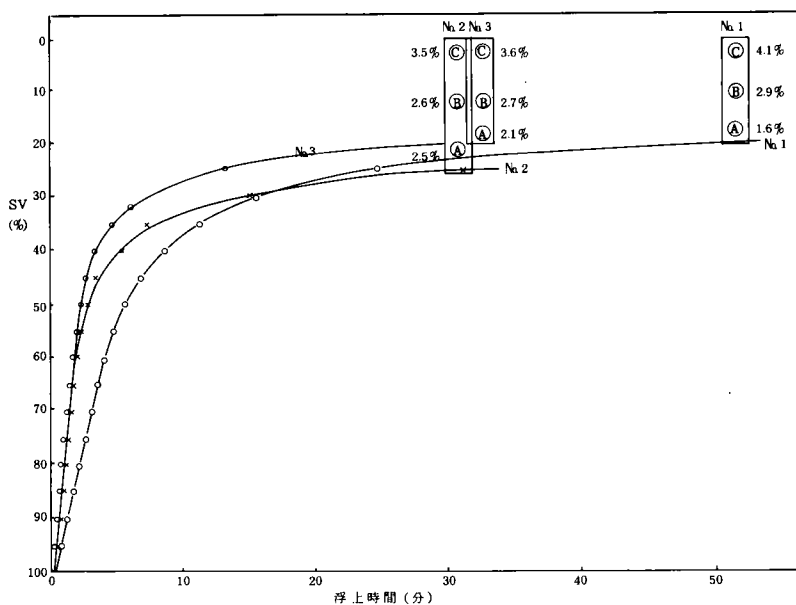


図 2.7 汚泥性状変化による浮上状態

けて高くなっている。そのため加圧浮上槽では、できるだけ汚泥層上部から安定した濃い汚泥層を回収する必要がある。また静置時間は60分あればSVはほぼ一定となる。

図 2.8 に汚泥濃度 5.880 mg/l の余剰汚泥 (VS 66.5%) を用いて凝集剤添加率と SV50% に要する浮上時間の関係を示す。分離液の性状や汚泥の上昇速度から見ても薬品添加の効果は非常に大きい。

図 2.9 に気固比に対す

汚泥種類	項目	混合汚泥	消化汚泥		
Na	1	2	3		
	圧力 (%)	3			
	加圧時間 (分)	4			
	凝集剤添加率 (%)	0.53	0.51	0.59	
	原汚泥濃度 (ppm)	5650	5870	5070	
	汚泥濃度 (%)	A	1.6	2.1	2.1
		B	2.9	2.6	2.7
C		4.1	3.5	3.6	
分離液 SS (ppm)	62	140	94		
浮上速度 (cm/分)	63.6	134.6	156.7		

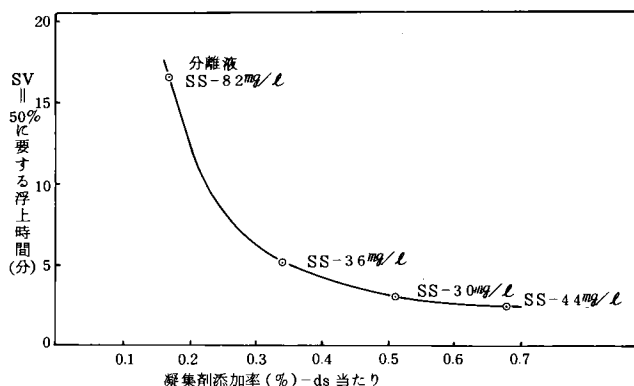


図 2.8 凝集剤添加率と浮上時間

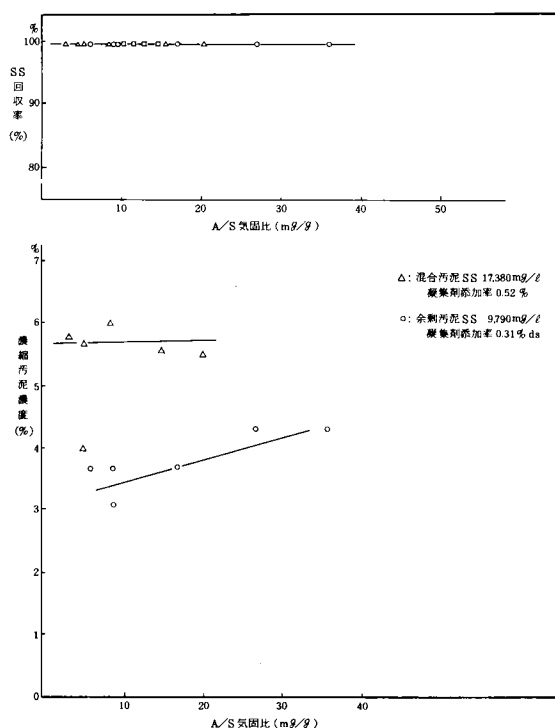


図 2.9 気固比と濃縮効果

る薬注を添加した場合の余剰汚泥と混合汚泥の効果を示すが、混合汚泥の場合初期汚泥の濃度が高いため 60 分濃縮で 60 %，余剰で 4 % 程度まで濃縮できる。この時の SS 回収率は 99 % 以上であった。加圧浮上濃縮に於いても、混合汚泥に比べて、余剰汚泥は濃縮しにくく、安定した余剰汚泥の濃縮を行うには、高分子凝集剤を固形物当り 0.3 % 程度添加する必要がある。

第 2 節 ベンチスケールテスト機での検討

2.1 テストプラントの概要

室内テスト結果に基づき $700\text{L} \times 700\text{L} \times 3000\text{mH}$ の加圧浮上濃縮槽を用いて長時間運転を実施した。図 2.10 に加圧浮上濃縮槽のテスト機を表 2.1 にテスト機の主仕様を示す。図 2.11 の加圧浮上濃縮のフローシートに従っ

表 2.1 加圧浮上濃縮槽の主仕様

名 称	形 式	電動機 (kW)	仕 様	数 量
加 圧 タ ン ク	S S 製 円 筒 形		520φ×1000H	1 基
加 圧 ポ ン プ	カ ス ケ ー ド 型	2.2	48ℓ/min×7kg/cm ²	1 台
コンプレッサー	圧 力 開 閉 式	0.75	83ℓ/min×7kg/cm ²	1 台
加 圧 浮 上 槽	S S 製 角 形		700W×1200L×3000H	1 基
加圧浮上槽掻寄機	バイエルサイクロ減速機	2.2		1 台
高分子凝集剤貯槽	ポリエチレン円筒形		1m ³	1 台
高分子凝集剤ポンプ	ダイヤフラム定量形	0.4	1ℓ/min×50m×15φ	1 槽
硫酸バンド貯槽	ポリエチレン円筒形		1m ³	1 台
硫酸バンドポンプ	ダイヤフラム定量型	0.4	1ℓ/min×50m×15φ	1 槽
ロータメータ	フ ロ ー ト 式		0～5 m ³ /H	1 台

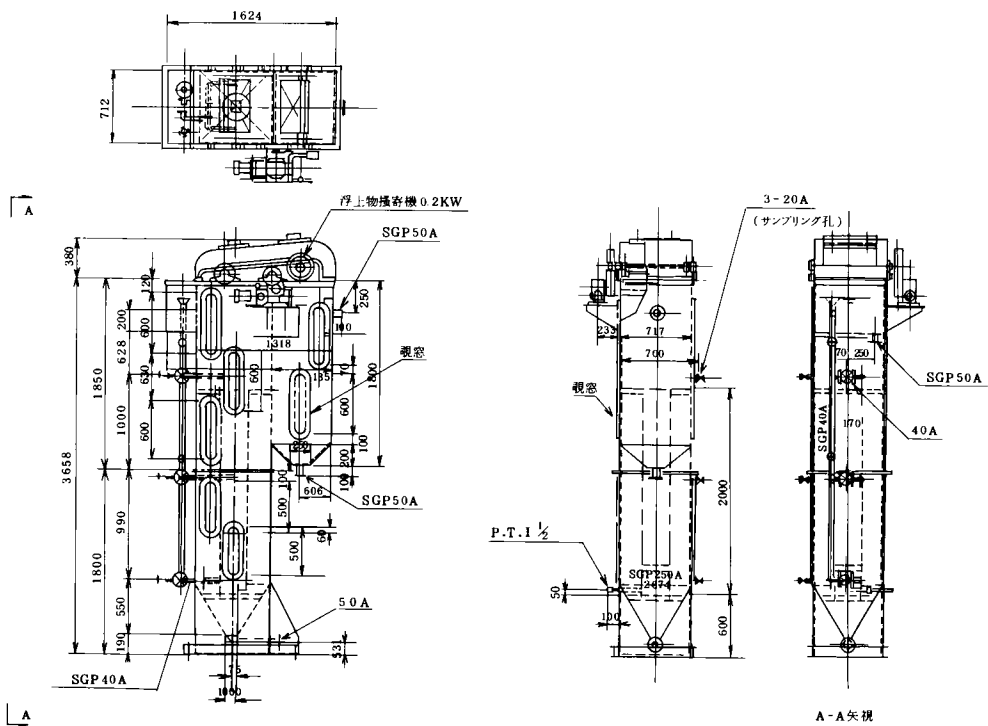


图 2.10 加压浮上槽

表 2.2 汚泥濃度と運転条件

処 理 場 名	O 処 理 場		G 処 理 場
汚 泥 の 種 類	混 合 汚 泥	余 剩 汚 泥	混 合 汚 泥
汚 泥 濃 度 mg/ℓ	1,500~15,800	1,400~6,400	1,000~4,200
固 形 物 負 荷 $\text{kg}/\text{m}^3/\text{日}$	82~774	42.9~376	58.8~259
水 面 積 負 荷 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{日}$	78~294	86~122	88~162
気 固 比 mg/g	1.39~11.6	3.08~19.4	5.18~19.7
加 圧 水 量 比 $\text{m}^3/\text{m}^3\text{汚泥}$	0.25~4.75	0.5~3.6	0.43~1.5
高分子凝集剤添加率 % ds	0~0.63	0~1.72	0~2.15

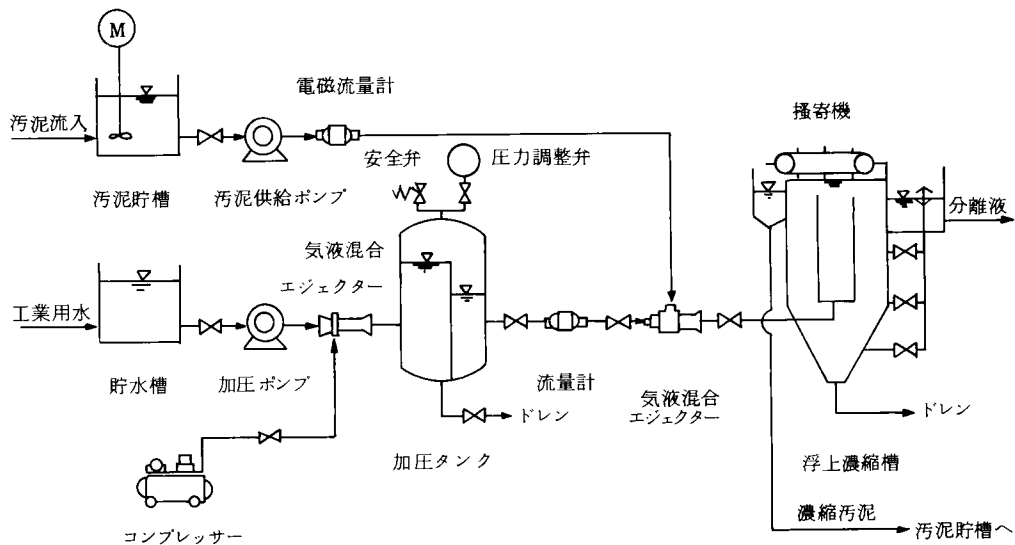


図 2.11 浮上濃縮装置フローシート

て運転方法を以下に示す。

- ① 処理汚泥を汚泥貯槽に貯め、均一な汚泥濃度になるよう調節する。
- ② 貯水槽に工水を貯め、これを加圧ポンプで加圧タンクに送る。
- ③ コンプレッサーを稼動し、加圧タンクの圧力を所定の値にし加圧水を浮上濃縮槽に送る。
- ④ 薬注実験の場合は、事前に一定濃度に溶解した高分子凝集剤を、薬品ポンプにて汚泥配管中に送る。

- ⑤ 汚泥給水ポンプを稼動し、所定量の汚泥を浮上濃縮槽に送る。汚泥は薬品と混合され、更に液々混合エジェクタにより、加圧水と混合され浮上槽のセンターウエル内で凝集する。ここで固液分離され、濃縮汚泥は槽上部に層をつくる。
- ⑥ 濃縮汚泥掻寄機を起動し、浮上汚泥の掻き取を開始する。
- ⑦ 分離液は分離液集水管により、浮上槽中部及び下部より引抜くが、これを浮上槽水面近くの位置で、オーバーフローさせ、その位置によって槽内水面を調節する。オーバーフロー位置は、分離液集水管の上部で長さの違うソケットの取り付けをする事によって行う。
- ⑧ 掻き寄せられた濃縮汚泥は、貯槽に貯えられ、必要に応じて脱水実験等に使用する。

2.2 処理対象汚泥

処理対象汚泥は、O処理場の混合汚泥と余剰汚泥、G処理場の混合汚泥を用いた。G処理場は汚泥処理施設をもっていないため、汚泥の返流水の影響が全くない。

2.3 混合汚泥に対する濃縮効果

O処理場混合汚泥とG処理場混合汚泥の加圧浮上濃縮の結果を図2.12～図2.27に示す。加圧浮上の場合、分離液は加圧水によって希釈されているため、分離液のSSは重力濃縮よりもよくなる。分離液サンプリングは、槽の下部および中部より行ったが、下部と中部では濃度の差については、数度の実験の結果ほとんど差がなかった。

無薬注の場合は数時間以上運転すると下部に汚泥が沈殿するのでこれを除去する必要がある。薬注の場合は連日運転をしてもほとんど沈殿しなかった。

図2.12～図2.15に気固比と濃縮効果の関係を示す。気固比は加圧タンク圧力と加圧水量比、および被処理汚泥の濃度によって決定される。気固比が低いと気泡が充分に発生しないので、固液分離が不十分となり、汚泥フロックの上昇が悪化する。しかし気固比が小さくなると回収率に悪影響があるが、濃縮汚泥濃度は、さほど影響がなかった。むしろ気固比が小さい方が汚泥濃度があがる場合もある。これは回収率が低くなり、そのために濃縮容易

な固形分のみ濃縮されるためと思われる。

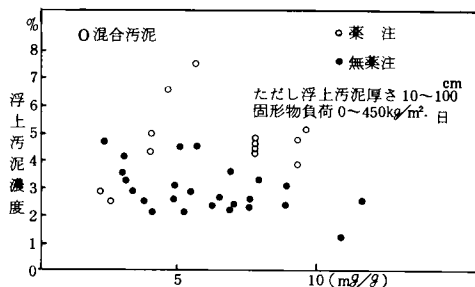


図 2.12 気固比の影響

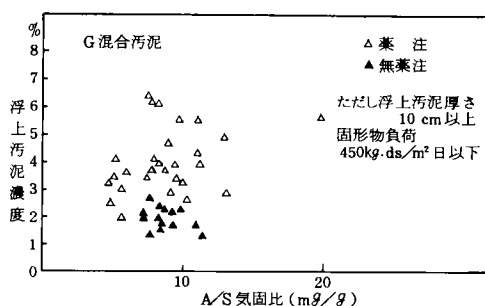


図 2.14 気固比の影響

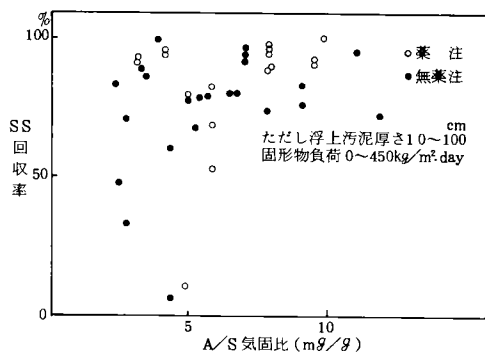


図 2.13 気固比と SS 回収率

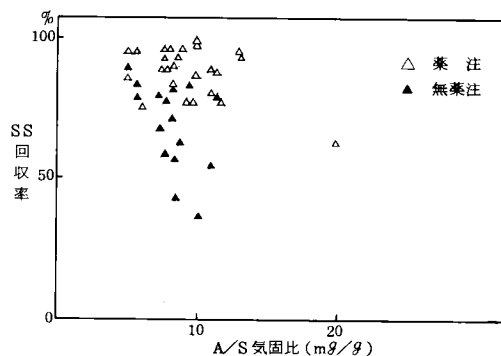


図 2.15 気固比と SS 回収率

図 2.16～図 2.19に濃縮汚泥の層の厚さと濃縮効果の関係を示す。濃縮汚泥層（フロス）の厚さは、分離液排出管の上部の開放部の位置を調節して水面位置を変える事によって変更できる。初期に水面位置を低くしておく事によって、一定時間でフロス厚さを成長させ、上部を掻寄機によって掻寄せ除去するのが良い。

薬注の場合、フロスは 10 cm 以上の厚さで安定させると濃縮汚泥濃度は 4 %以上となった。ただし、薬注で凝集状態が良好だと 2 cm のフロス厚さで濃縮汚泥濃度を 7 %にも高くすることができた。

無薬注では、フロスの厚さが運転条件によって広範囲に変化する。これは汚泥の凝集性の弱さによってフロス密度が低くなるためと思われる。また無薬

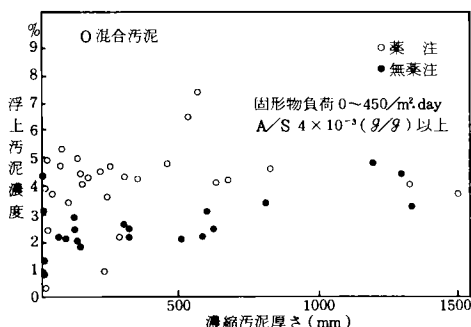


図 2.16 濃縮汚泥厚さの影響

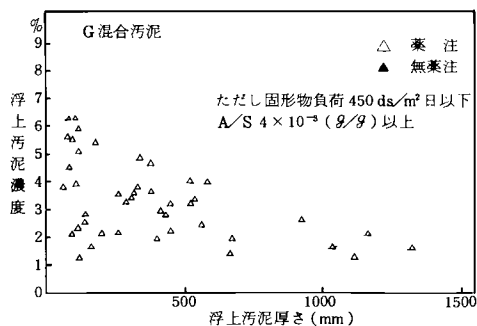


図 2.18 浮上汚泥厚さの影響

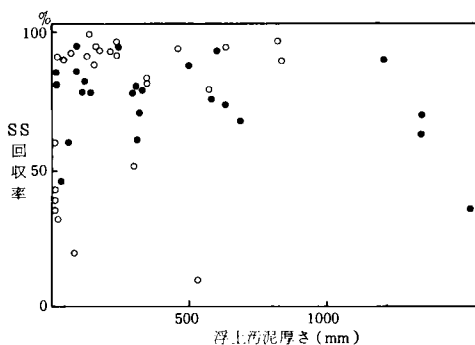


図 2.17 濃縮汚泥厚さと回収率

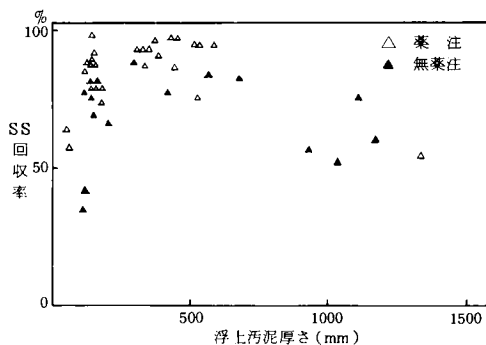


図 2.19 浮上汚泥厚さと SS 回収率

注ではフロスは厚くなるほど汚泥濃度は上がるが、SS 回収率が悪化する。回収率を高くするため、極く薄いフロスを作ると、濃縮し易いものが浮上して汚泥濃度があがるが、この濃縮汚泥の回収がむずかしい。一方、フロスを厚くしすぎると分離液に悪影響をおよぼす。

流入汚泥濃度の影響は、一般には重力濃縮と同様に濃度が低いほど浮上汚泥濃度があがるが、この濃縮汚泥の回収がむずかしい。一方、フロスを厚くしすぎると分離液に悪影響をおよぼす。

図 2.20～図 2.23 に固形物負荷と濃縮効果の関係を示す。固形物負荷は $200 \sim 300 \text{ kg-ds/m}^2 \text{ 日}$ 以下では、薬注、無薬注とも濃縮汚泥濃度、SS 回収率とも顕著な悪化はなかつた。水面積負荷も薬注、無薬注とも $300 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ 日}$ 以下では影響がなかつた。図 2.24～図 2.27 に高分子凝集剤の添加率と濃縮効果の関係を示す。高分子凝集剤添加率は上述してきたように汚泥の濃縮にかなりの影響をおよぼす。ただし固形物あたり 0.2 % の添加で、濃度 4 %

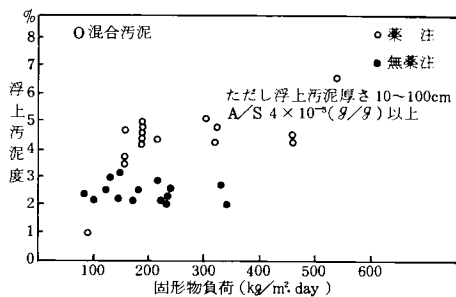


図 2.20 固形物負荷の影響

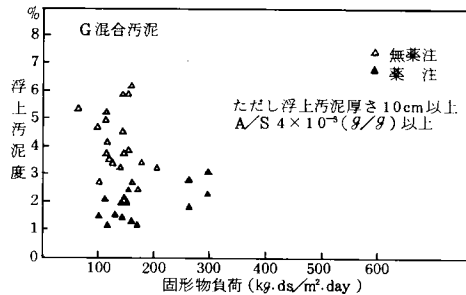


図 2.22 固形物負荷の影響

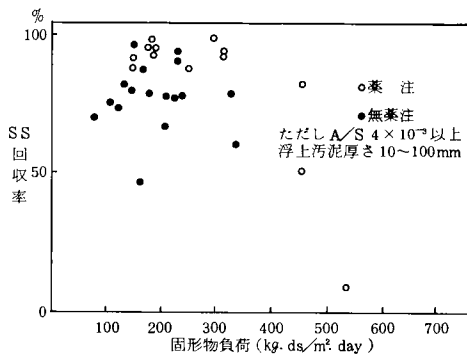


図 2.21 固形物負荷と SS 回収率

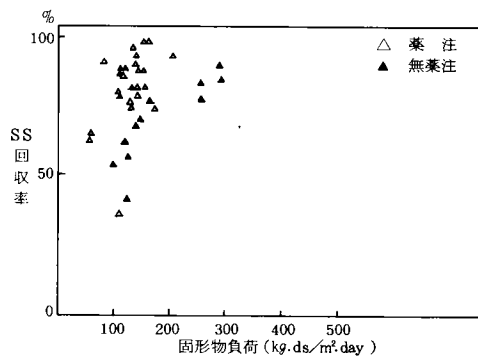


図 2.23 固形物負荷と SS 回収率

以上が得られた。また、この程度の添加率で回収率 90 % 以上となる。

混合汚泥に対する加圧浮上濃縮槽での運転では、無薬注ではフロスは不安定な時があり、SS 回収率の悪化を招く恐れがある。特にテスト機では浮上面積が $700\text{L}_{\text{mm}} \times 700\text{L}_{\text{mm}}$ と小さいため、濃縮汚泥層は比較的安定しやすいが、大形機になれば不安が残る。薬注する場合は、薬品の溶解作業や薬注設備の維持等の操作に若干難点があるが、濃縮汚泥層の厚さの維持は、比較的容易で連続運転に於ても、分離液水質は安定しており、濃縮汚泥濃度も 4

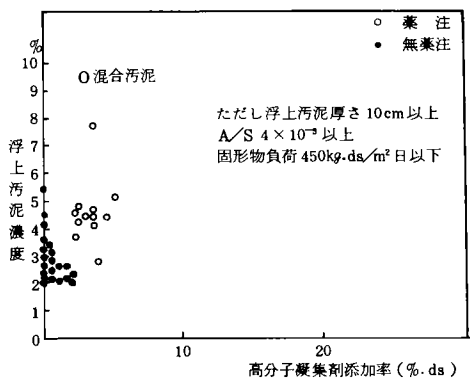


図 2.24 高分子凝集剤添加の影響

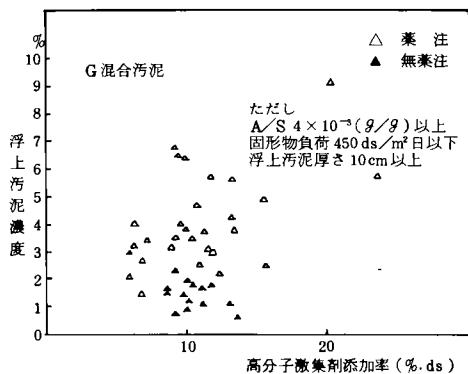


図 2.26 高分子凝集剤の影響

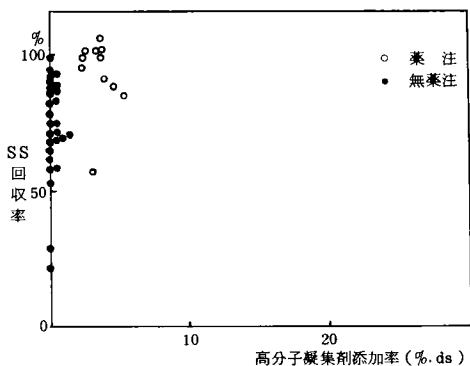


図 2.25 凝集剤添加率と SS 回収率

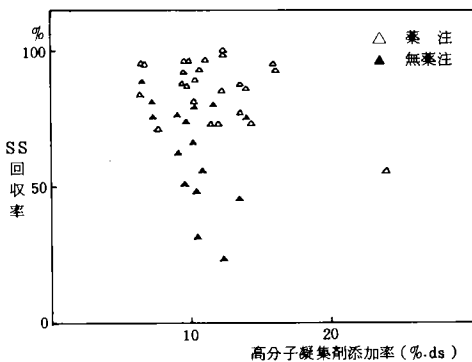


図 2.27 高分子凝集剤と SS 回収率

%以上を保つことができる。

2.4 余剰汚泥に対する濃縮効果

混合汚泥実験と同様に図 2.28～図 2.33 に O 処理場の余剰汚泥の加圧浮上濃縮の運転結果を示す。濃縮性、分離液の性質とも混合汚泥に似た結果が得られた。これは O 処理場では、濃縮槽での回収率が悪く、汚泥の循環が起っているため、初沈でのキャリオーバーが大きく、余剰汚泥の性状も混合汚泥に近いと考える。

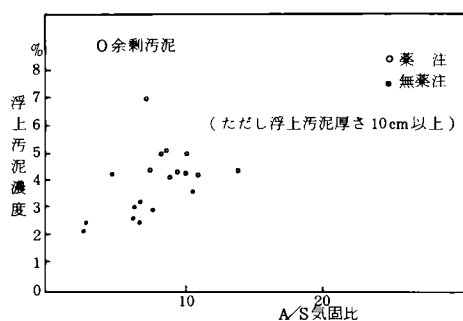


図 2.28 気固比の影響

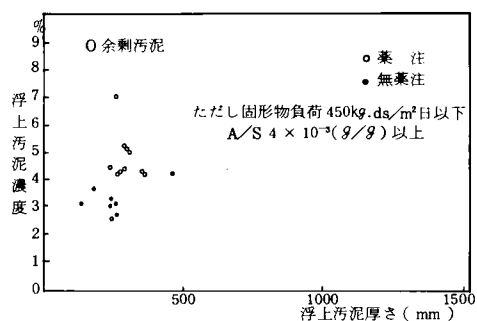


図 2.30 浮上汚泥厚さの影響

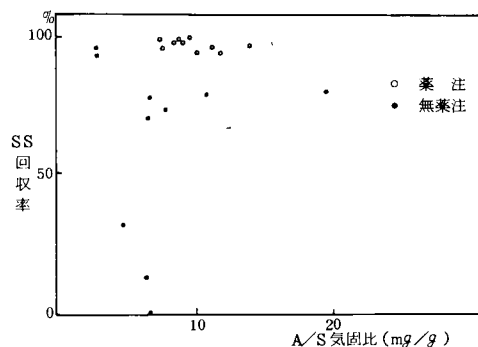


図 2.29 気固比と SS 回収率

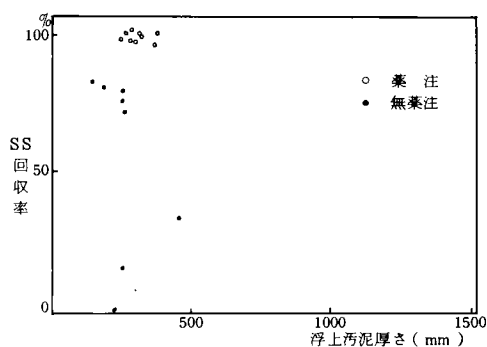


図 2.31 浮上汚泥厚さと SS 回収率

余剰汚泥に対する加圧浮上槽の運転条件を表 2.3 にすることにより、薬注で濃縮汚泥濃度 4～7%，回収率 95～99%，無薬注で濃縮汚泥濃度 2～4% 回収率 70～95% が得られる。気固比，濃縮汚泥厚さ，流入汚泥濃度，固形物負荷，高分子凝集剤添加率，操作性とも基本的には混合汚泥の実験結果と同様となった。

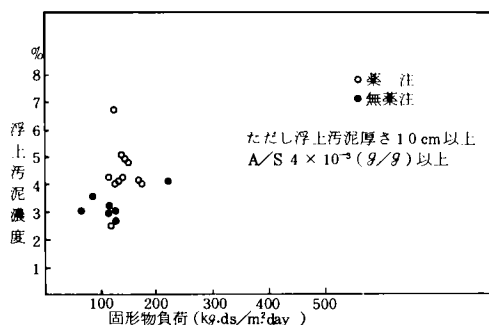


図 2.3.2 固形物負荷の影響

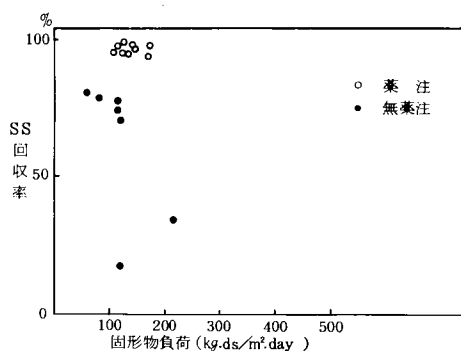


図 2.3.3 固形物負荷と SS 回収率

表 2.3 余剰汚泥に対する加圧浮上濃縮槽の設計条件

項 目	数 量
気 固 比	6 mg/g 以上
濃縮汚泥フロス厚さ	10～100 cm
固 形 物 負 荷	200 kg-ds/m²・日以下
加 圧 タ ン ク 圧 力	3～4 kg/cm² G

第 3 節 考 察

加圧浮上濃縮テストプラントの運転結果では、室内テストと同様の操作条件で、ほぼ同程度の濃縮効果を得る事ができる。そこで操作性に対して重力濃縮槽と比較してみると、

- ① 加圧浮上で特に薬注する場合は、薬品の溶解や薬注設備の維持等の操作性には若干難点がある。ただ、濃縮汚泥層（フロス）の厚さの維持等は比較的容易で 24 時間運転程度では、分離液濃度、濃縮汚泥濃度とも安定した運転ができた。

ただし、特に無薬注の場合は少し沈殿するので、これの排泥を加味した設備にする必要がある。

② 従って加圧浮上槽の設備は操作因子が多いため繁雑さがあるが、処理は比較的広範囲の条件に対して可能であり、重力濃縮は、逆に設備は極めて単純であるが、処理汚泥の性状に注意する必要があると言えよう。

また、今回のテスト結果をもとにして、加圧浮上濃縮槽の設計条件を以下のよう

- ① 気 固 比 10mg/g 以上
- ② フロス厚さ 水位を調節し得るようにして10～100 cm 程度に保つ
- ③ 固形物負荷 最大300kg-ds/m²・日
- ④ 加圧水量比 1：1 以上
- ⑤ 加圧タンク圧力 3kg/cm²・G～4kg/cm²・日
- ⑥ 水面積負荷 薬注170m/日 無薬注120m/日以下

水面積負荷については、バッチ式による界面昇速度測定の結果、薬注（固形物あたり0.3%添加）で、気固比6mg/g以上で170m/日～840m/日、無薬注で120m/日以上となった。

従って、一般的に濃縮汚泥濃度は薬注で4%以上、無薬注で3%以上、回収率は薬注で95%、無薬注で90%が得られると言えよう。

濃縮汚泥の脱気方法および気泡を含む汚泥の脱水性については、別途検討する必要がある。

表2.4に今回の実験で得られた加圧浮上濃縮結果を示す。

表 2.4 加圧浮上濃縮槽での運転結果

汚泥種類	薬注率% (ds あたり)	濃縮汚泥濃度%	SS 回収率
O 処 理 場 混 合 汚 泥	0.3 以上	4～5 % (最大7.4%)	90%以上
	0	2.5～3.5% (最大4.6%)	80%以上
" 余 剰 汚 泥	0.3 以上	4～5 % (最大6.7%)	90%以上
	0	2～4 % (最大4.1%)	75%以上
G 処 理 場 混 合 汚 泥	0.3 以上	3.5～5 % (最大9.0%)	90%以上
	0	2～3 % (最大3.3%)	75%以上

参 考 文 献

- 1) 平岡正勝, 清水治 「污泥処理・処分問題のエネルギー的考察」
污泥研究年報 81, 環境技術研究会 昭和56年
- 2) 井出哲夫 「浮上法による下水污泥の濃縮について」
水処理技術 Vol.3 No.9 (1962)
- 3) 井出哲夫 「工場における廃水処理・浮上分離装置」
化学装置 1965年11月号
- 4) 川島 普 「濃 縮」 環境創造 80/8
- 5) 清水 治, 内村輝美, 松尾英介 「下水污泥の濃縮設備の評価」
環境創造 80/8
- 6) 大阪市下水道局 「下水污泥の濃縮に関する実験報告」
昭和54年4月
- 7) Robert F Wood and Richard I. Dick 「Factors Inflnencing batch
flotation tests」 Journal WPCF Vol.45 No.2 2月 1973
- 8) Robert F Wood and Richard I Dick 「Some Effect of Sludge Charact-
eristics on Dissolved Air Foatation」 第7回 国際水質汚濁研究会議
- 9) Water Pollution Control Federation 「Sludge Thickening Mannal of
Praetices」 No.FD-1 1980

第3章 立型遠心濃縮機による下水汚泥濃縮の効率化

前述した重力濃縮槽や、加圧浮上濃縮槽では下水汚泥の濃縮には限界があり、その効果を十分発揮するには、高分子凝集剤が必要となる。そこで濃縮困難な余剰汚泥の濃縮装置として、通常の濃縮槽の考え方にこだわることなく、コンパクトでしかも電力消費の少ない、かつ効率的な遠心濃縮機の開発を行った¹⁾。

本装置の開発は昭和52年度建設省技術研究補助金交付研究で行ったもので下水処理場から発生する汚泥、特に難濃縮性である余剰汚泥を対象に固液分離を行い、固形分を回収するとともに回収した固形物濃度を上げさらに汚泥処理プロセス全体的なコスト低減を計る方法として種々のアイデアの実用化の可能性を調査した²⁾。その結果電力消費の比較的少ない低回転の遠心分離法を応用した立型遠心濃縮機の実用化を行うこととし、小形テスト機の基礎研究から5 m³/Hr と10 m³/Hr の大形機を製作し長時間運転による実用化実験を実施した。

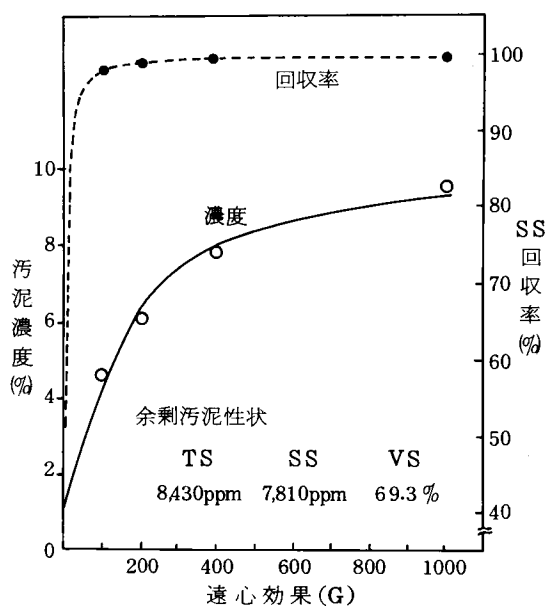


図 3-1 遠心分離機による濃縮結果
(室内テスト)

第 1 節 立型遠心濃縮機の概要

1. 1 立型遠心濃縮機の原理

本機は従来の化学工業の分野で石灰等の無機物を回収するために用いられていたバスケットタイプの遠心濃縮機を下水汚泥のような難濃縮性汚泥の濃縮用に改良したものである。一般の下水汚泥は図 3. 1 に示すように 400 G 以上の遠心力を与えることにより汚泥濃度 8 % 以上となり，固形物回収率も 95 % 以上にすることができる。一方，濃縮機からの汚泥の排泥を配管により連続的に行うには汚泥を流体として取り扱える状態でなければならない。図 3. 2 に余剰汚泥の汚泥濃度に対する粘度の関係を示すが，この図によれば汚泥濃度 6 % 程度であれば粘度は約 2700 CP となり排泥が可能である。そこで遠心濃縮機はできるだけ簡単な構造とすることとし，図 3. 3 に示すような実用規模の試作機を製作した。すなわちバスケットは簡単なカゴ形で上部に堰板を設け，上澄水はこの堰板よりオーバーフローで排出する。一方濃縮汚泥はスキミングパイプ（排泥パイプ）により，汚泥の流れと逆方向より汚泥をすくい遠心力作用で濃縮機より回収する構造である。この濃縮機の運転は連続して給泥・排泥を行うため図 3. 4 に示すような手順である。

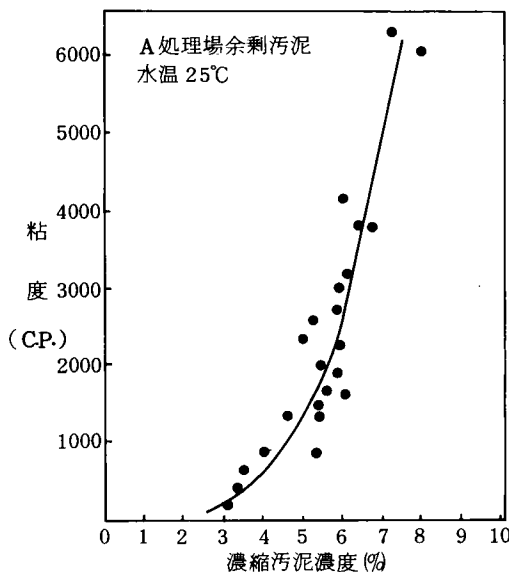


図 3. 2 汚泥濃度と粘度の関係

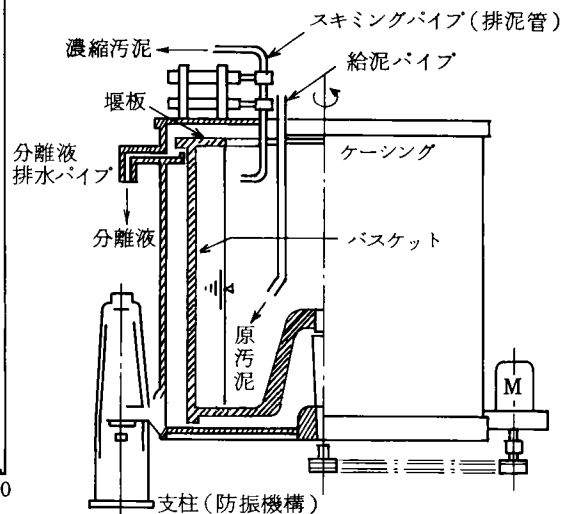


図 3. 3 遠心濃縮機概略図

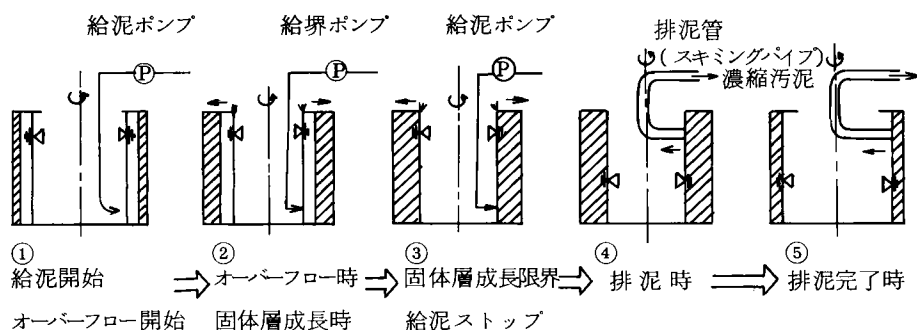


図 3.4 給泥状態および排泥状態図

- (1) 遠心濃縮機を起動し，400 G程度の遠心効果に設定する。
- (2) 給泥ポンプにより，汚泥のバスケット内供給を開始する。
- (3) 連続的に分離液を堰板より排出する。
- (4) 分離液より汚泥が流出し始めると，給泥ポンプをストップする（約1時間）
- (5) スキミングパイプを周壁方向に入れて行き，汚泥槽内の濃縮汚泥を排出する。
- (6) スキミングパイプより汚泥が出なくなれば（約5分）スキミングパイプをもとにもどす。
- (7) 再び給泥ポンプにより汚泥を供給する。

この様にしてバスケットの回転を停止することなく連続的に汚泥を濃縮することが可能である。また，低G値で，しかもバスケットの回転を停止することもないため，従来より少ない動力で汚泥を濃縮することが可能である。

1.2 立型遠心濃縮機の操作因子

立型遠心濃縮機を解析するための操作因子を以下に述べる。

i) 遠心効果(G)

遠心分離の主因子となるものである。遠心脱水機や遠心濃縮機で言う「G」の値は回転するバスケットの壁面における値である。

（参考）G値と回転数（rpm）との関係について図3.5の様なバスケット形状において，バスケット壁面における遠心効果G及び角速度 ω は次式による。

$$G = \frac{R\omega^2}{g} \quad (3-1)$$

ここで R : 回転半径 (m)

ω : 角速度 (rad/sec)

g : 重力加速度 (9.8 m/sec²)

N : 回転数 (rpm)

$$\omega = \frac{2\pi R}{60} \quad (3-2)$$

$$G = \frac{R}{g} \left(\frac{2\pi N}{60} \right)^2 \quad (3-3)$$

$$G = \frac{RN^2}{895} \quad (3-4)$$

$$N = \left(\frac{895G}{R} \right)^{1/2} \quad (3-5)$$

この式より各Gにおける回転数Nを求める事ができる。

ii) 給泥速度 < m³/Hr > [水面積負荷率 < m³/m² - Hr >]

立型遠心濃縮機への汚泥の給泥速度である。立型遠心濃縮機は普通の重力式沈殿池における重力加速度が数百倍に大きくなるため、沈殿池の指標の1つである水面積負荷率を立型遠心濃縮機の指標の1つと考えることができる。

ここで、水面積はバスケット内径を直径とし、高さはバスケット高さに等しい円柱の側面積とする。図3.5のバスケットの模形図で遠心濃縮機の水面積を示す。ここで遠心濃縮機に於ても重力濃縮と同様「給泥速度」という指標は「水面積負荷率」という指標におきかえる事ができる。

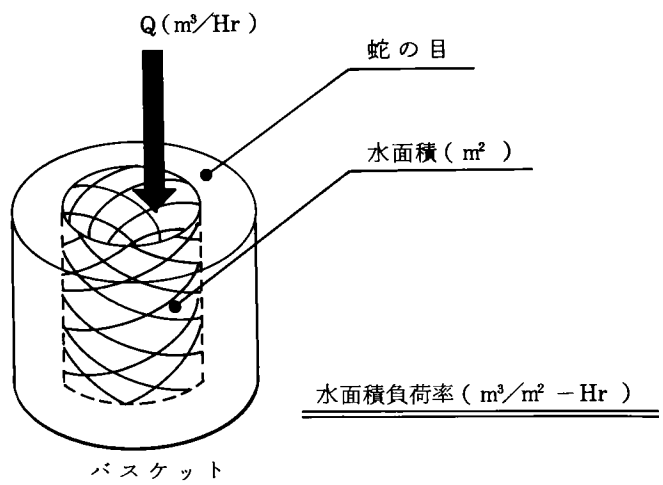


図3.5 バスケットの水面積

iii) 分離時間

濃縮汚泥濃度は、給泥を開始してリークに達するまでの分離時間に比例する。バスケット内が濃縮汚泥で満たされると図 3.6 の濃縮状態に示すように分離液が悪化し、SS 回収率が悪くなり（SS のキャリオーバが起る）濃縮汚泥はそれ以上濃縮しなくなる。従って、リーク点以前の分離時間の長短により濃縮汚泥濃度を最高到達濃度の範囲内で調整することができる。

この時、分離時間と濃縮汚泥の関係は計算式で予測しうる。

立型遠心濃縮機における物質収支は次式で表わすことができる。

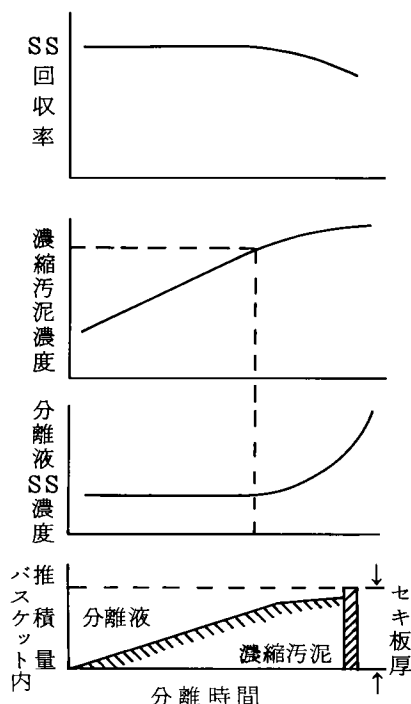


図 3.6 分離時間と濃縮状態の関係

$$V \times D_1 = Q \times D_2 \times S \times \frac{T}{60} \quad (3-6)$$

これより

$$T = \frac{V \times D_1 \times 60}{Q \times D_2 \times S} \quad (3-7)$$

ここで V : バスケット内容量 (m^3) (今回実験では 0.93 m^3)

D_1 : 濃縮汚泥濃度 (%)

D_2 : 原液 SS 濃度 (%)

Q : 給泥速度 (m^3/Hr)

S : SS 回収率 (%) $\times 10^{-2}(-)$

T : 分離時間 (分)

上式において

V , Q , D_2 は既知であり, また, S についても何回かの実験データより既知である。すなわち, 目標とする濃縮汚泥濃度 D_1 を与える事により, これに要する分離時間 T を求める事ができる。

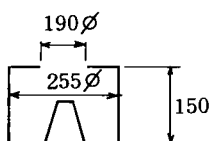
第2節 小形機による基礎実験

表 3. 1 に本研究のために製作した遠心濃縮機の主仕様と遠心効果および回転数の関係を示す。また小形テスト機のカスケツト形状を図 3. 7 に示す。

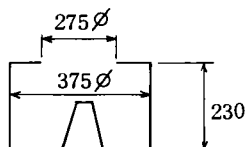
表 3. 1 立形遠心濃縮機の主仕様

型 式		テ ス ト 機			実 用 機		
		KS250	KS370	KS600	KS1200	KS1600	KS2200
電 動 機 KW		0.75	1.5	3.7	5.5	22	45
カスケツト径mm		250	370	600	1200	1600	2200
カスケツト容量 m^3		3.81	11.71	55.21	0.48	1.1	2.5
〃 表面積 m^2		0.09	0.2	0.58	2.14	6.35	13.07
回 転 数 rpm	200 G	1200	980	770	550	470	400
	300 "	1470	1200	950	670	580	490
	400 "	1690	1390	1090	770	670	570
	500 "	1890	1560	1220	860	750	640

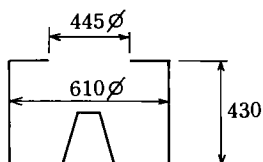
KS-255型



KS-375型



KS-610型



KS-1220型

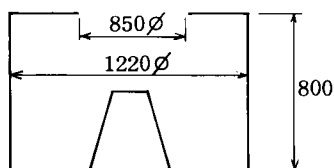


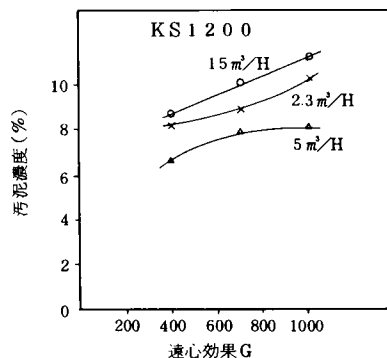
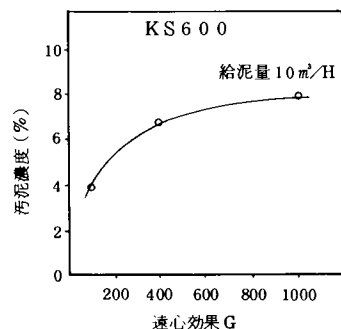
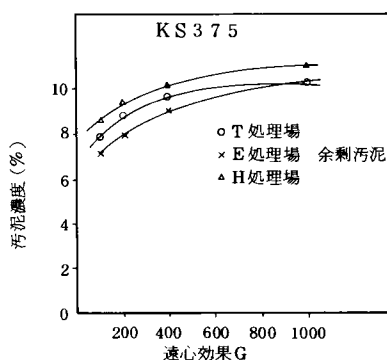
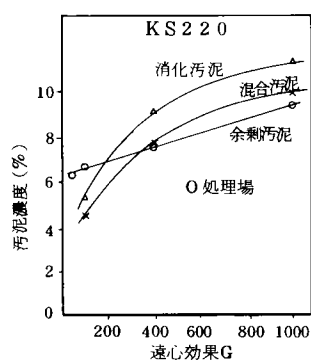
図 3. 7 カスケツト形状

2.1 遠心効果と汚泥濃度

実験は各条件とも分離液にSSが流出しはじめるリーク時点での濃縮効果の検討を行った。実験にはO処理場の余剰汚泥を中心に混合汚泥、消化汚泥を用いた。各実験に用いた汚泥の性状を表3.2に示す。図3.8に遠心汚泥濃度の関係を図3.9に遠心効果とSS回収率の関係を示す。いずれもリークま

表3.2 テストに用いた汚泥の性状

使用した機種	汚泥の種類	T S (mg/ℓ)	D S (mg/ℓ)	S S (mg/ℓ)	VTS %(固形物当)
KS 250	O余剰汚泥	5060	610	4450	61.6
	O混合汚泥	15980	870	15100	64.9
	O消化汚泥	22900	1030	21200	52.2
KS 370	T余剰汚泥	10200	920	9230	68.1
	E "	8600	1010	7590	61.0
	H "	8800	860	7590	56.3
KS 600	A "	8810	716	8090	72.3
KS1200	O "	12300	893	11380	62.0



8 遠心効果と濃縮汚泥濃度の関係

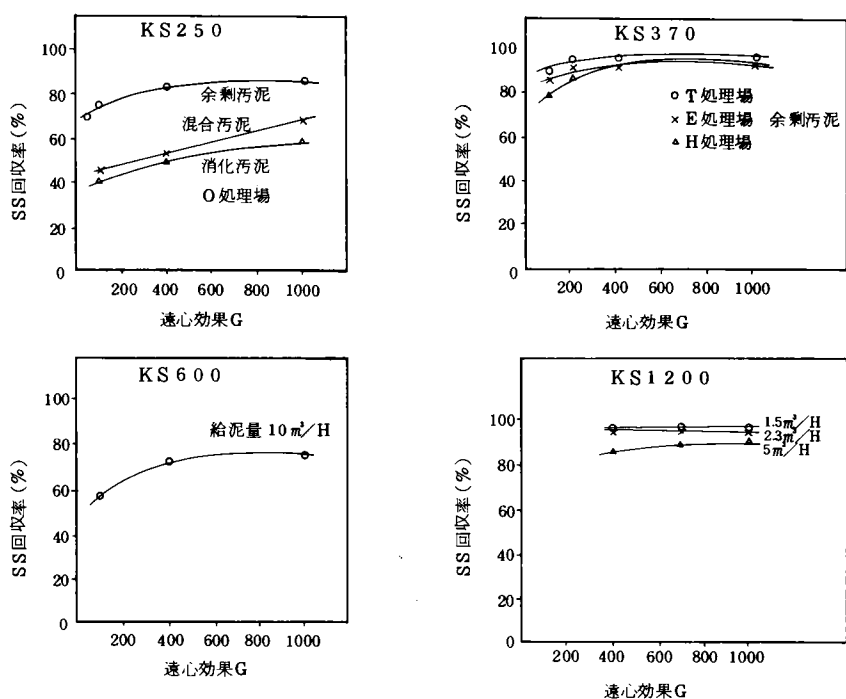


図 3. 9 遠心効果と SS回収率の関係

での運転では 200 G 以上の遠心効果で 6 % 以上の濃縮汚泥が得られる。SS 回収率は処理量にもよるが 400 G 以上で 80 % 程度となる。表 3. 3 に 400 G の時の汚泥濃度と SS 回収率を示す。KS1600 の時に用いた余剰汚泥は、比較的有機物量が高く、しかも曝気槽での SVI が 200 以上のため遠心分離機で遠心効果を 1000 にしても SS 回収率は 80 % 以上にならなかった。

2.2 汚泥濃度と SS 回収率に影響する因子

遠心効果の実験の結果 400 G 程度であれば安定した濃縮効果を得られたため、400 G に対して濃縮濃度と SS 回収率に影響する因子として水面積負荷について検討をした。図 3. 10 に KS600 と KS1200 タイプについて固形物面積負荷と濃縮汚泥濃度と SS 回収率の関係、図 3. 11 に固形物容量負荷（バスケット容量）に対する濃縮汚泥濃度と SS 回収率の関係、図 3. 12 に容量負荷に対する汚泥濃度と SS 回収率の関係、図 3. 13 に面積負荷に対する汚泥濃度と SS 回収率の関係を示す。

表 3. 3 下水汚泥の遠心濃縮効果

使用機	汚泥	原汚泥の性状				遠心効果 (G)	給泥量 (m^3/hr)	運転時間 (hr)	濃縮汚泥 濃度 (%)	分離液 SS (mg/L)	SS回収 率(%)	固形物負荷 ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$)	水面積負荷 ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$)
		TS (mg/l)	SS (mg/l)	VS(%)	SV I								
実 用 機	混合汚泥	17730	16300	63.0	—	400	10	0.5	6.5	2110	87.0	24.3	1.53
		17200	15700	62.0	—	400	15	0.5	7.3	4390	72.0	35.1	2.30
		10360	9210	67.2	—	400	10	0.9	7.5	1180	87.2	14.1	1.50
		11170	9560	66.1	—	400	15	1.0	7.2	2290	76.0	22.0	2.30
	余 剰 汚 泥	10090	8740	60.2	—	400	10	1.4	8.2	780	91.2	13.4	1.53
		11640	10210	60.1	—	400	15	1.0	7.5	2420	76.3	23.5	2.30
		5020	4640	74.0	170	400	10	3	5.0	700	84.9	6.9	1.53
		3170	2900	71.2	128	400	10	5	6.1	390	86.4	4.3	1.53
		4990	4590	73.6	—	400	15	2	6.3	720	84.3	10.3	2.30
		4880	4580	70.5	—	400	10	2.2	6.3	730	84.1	7.0	1.53
小 型 機	消化汚泥	1230	900	64.3	—	400	1.5	1.5	6.8	210	77.0	2.3	2.60
		1130	900	72.0	—	600	1.5	2.5	7.0	100	89.0	2.3	2.60
		9730	9130	76.3	—	400	0.96	0.5	6.9	626	85.0	15.1	1.66
	浄水汚泥	10020	9420	76.7	—	600	1.1	0.3	5.0	770	93.3	17.9	1.90
		9690	9270	35.8	—	400	0.38	13 分	5.4	1660	84.7	—	—
		16200	15900	41.4	—	400	0.33	10 分	5.8	4410	78.2	—	—
		36800	36200	42.3	—	400	0.35	5 分	5.8	17000	70.4	—	—

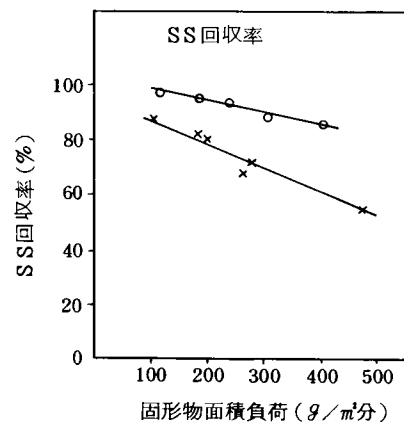
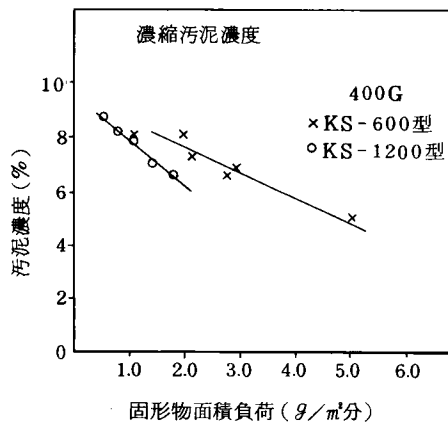


図 3. 1 0 固形物面積負荷と濃縮効果の関係

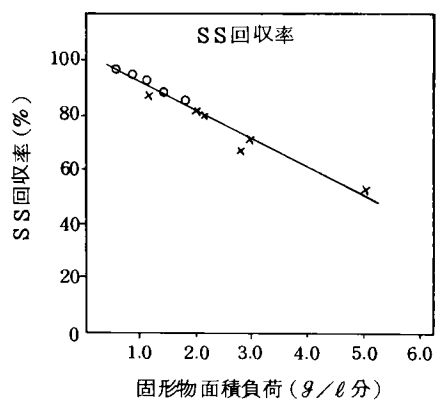
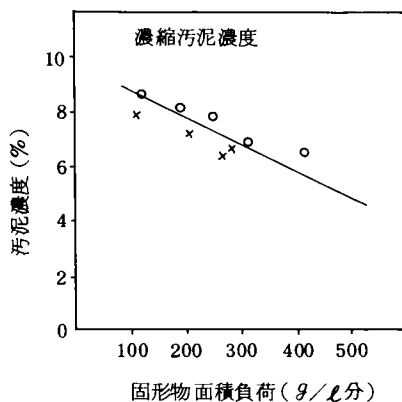


図 3.1 1 固形物容量負荷と濃縮効果の関係

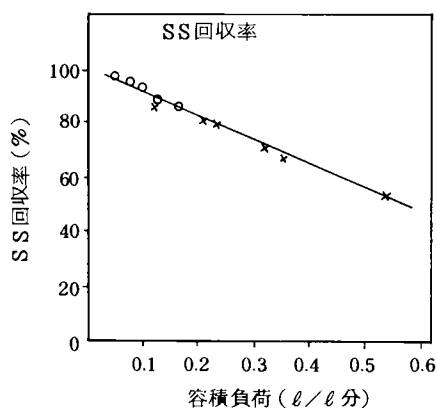
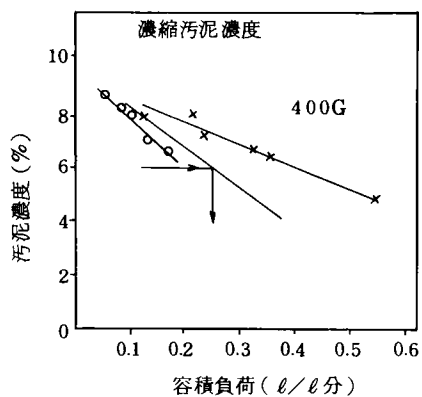


図 3.1 2 容量負荷と濃縮効果

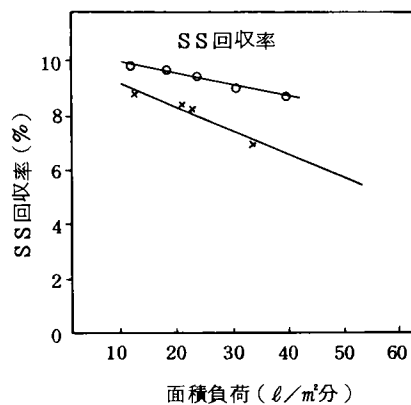
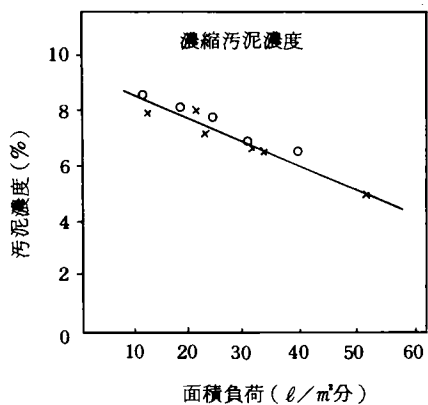


図 3.1 3 面積負荷と濃縮効果

この結果より濃縮汚泥濃度については、面積負荷に対してはKS600とKS1200とバスケットの大きさに関係なく同一の直線上になっており、スケールアップファクターとなる。SS回収率については容量負荷に対してバスケットの大きさに関係なく、同一直線となりスケールアップ因子として用いることができる。

一応この2つの関係よりバスケットの型状をある程度決定することができる。

2.3 バスケット構造の関係

バスケットの構造即ちバスケットの高さとバスケットの汚泥保有容積の効果をもとめるためKS370機に図3.14に示す4種類のバスケット

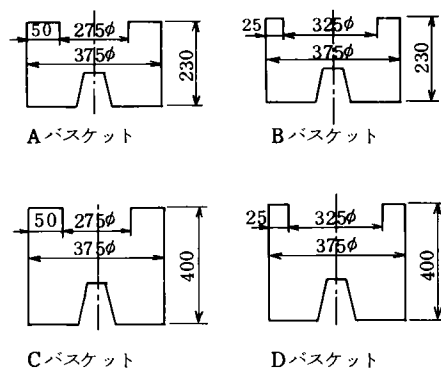


図 3.14 バスケットの形状

を用いての濃縮効果の把握テストを実施した。

表3.4にこのバスケットの容積，沈降面積，バスケットの高さおよびAタイプを基準とした時のそれぞれの値を比較する。図3.15aに固形物容量負荷と濃縮汚泥濃度とその時のSS回収率の関係を示す。図3.15bに固形物面積負荷と汚泥濃度の関係及びSS回収率の関係，図3.16に容量負荷と汚泥濃度およびSS回収率の関係，図3.17に水面積負荷と濃縮汚泥濃度とSS回収率の関係を示す。いずれのバスケット形状を用いても全て左上がりの線上に

表 3.4 バスケットの形状化

項 目 \ バスケット タイプ	A		B		C		D	
	値	比較	値	比較	値	比較	値	比較
容 積 (l)	11.7	1	6.3	0.54	20.4	1.74	11	0.94
表 面 積 (m ²)	0.2	1	0.24	1.18	0.35	1.73	0.41	2.04
高 さ (m)	0.23	1	0.23	1	0.4	1.74	0.4	1.74

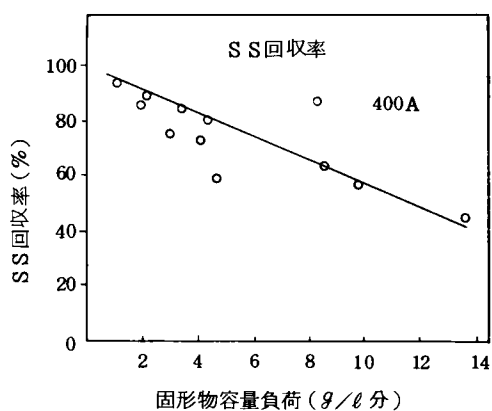
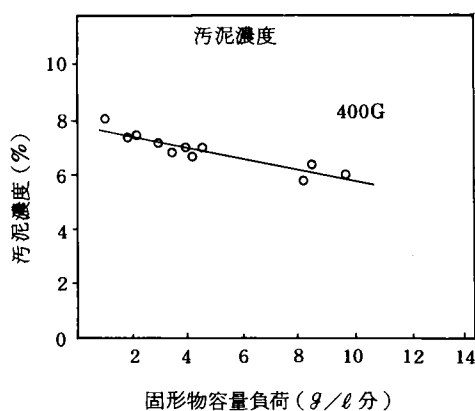


図 3.15 a 固形物定量負荷と濃縮効果

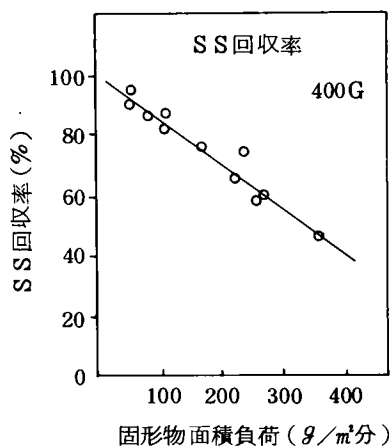
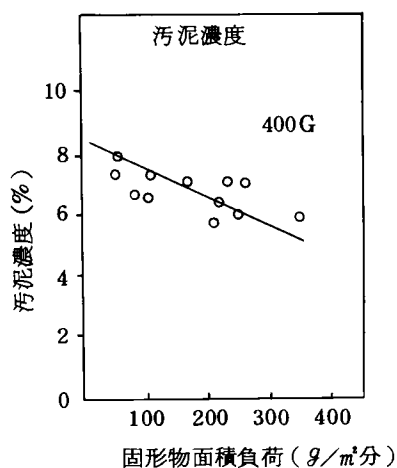


図 3.15 b 固形物面積負荷と濃縮効果

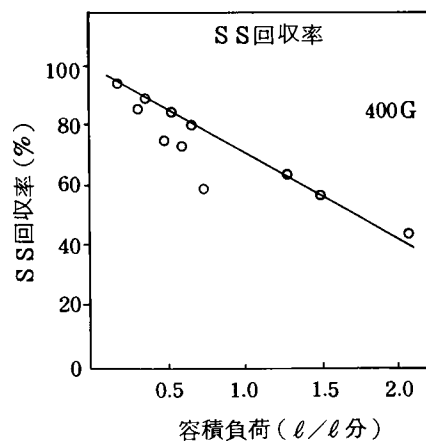
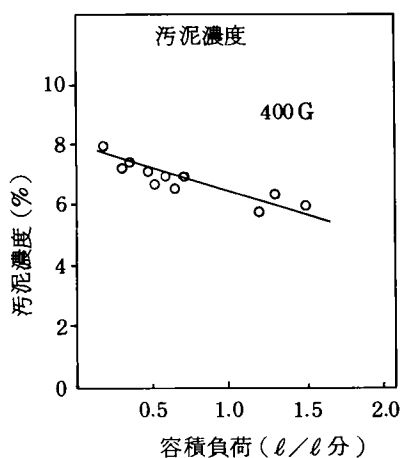


図 3.16 容量負荷と濃縮効果

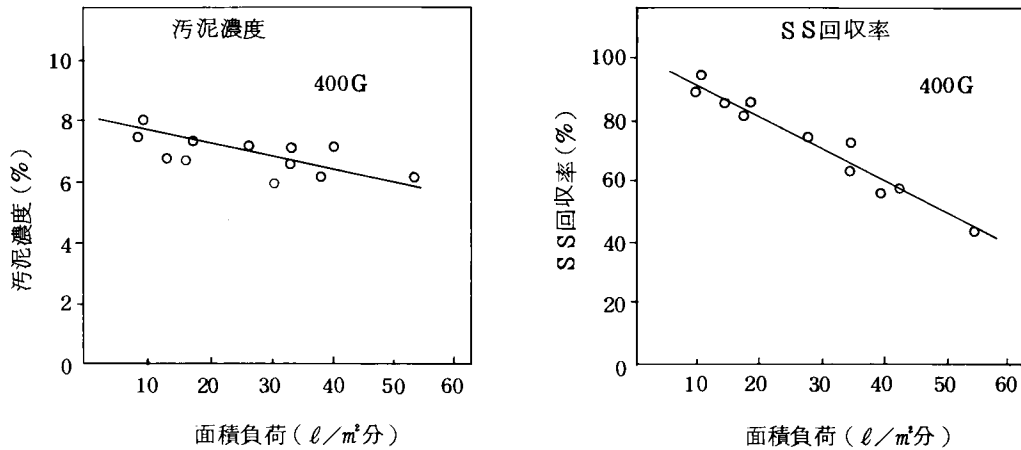


図 3.17 水面積負荷と濃縮効果

のっており，同一の濃縮効果を得るには，出来るだけ水面積を大きくとり，バスケット容量を大きくとる必要がある。形状決定をするため，バスケットの半径を R ，バスケット高さを $\alpha R(m)$ とすると，バスケットの内表面積 $A(m^2)$ は

$$A = 2\pi(R-d) \times \alpha R = 2\pi\alpha R(R-d) \quad (3-8)$$

ここで $d(m)$ はセキ，高さ

テスト結果よりバスケットの外壁を $400G$ とした時にセキ面での遠心力を $300G$ とする。

外壁での回転数と G の関係は (3-5) 式よりもとまる。

$$N = \left(\frac{895 G_0}{R} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3-5)$$

で $G_0 = 400$ より

$$N = 598 \left(\frac{1}{R} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3-9)$$

同様にセキの位置での G は

$$G_1 = \frac{(R-d)N^2}{895} = \frac{R-d}{R} G_0 \quad (3-10)$$

$G_1 = 300G$ より

$$d = \frac{1}{4} R \quad (3-11)$$

これより内面積 A は

$$A = 2\pi\alpha R(R-d) = \frac{3}{2}\pi\alpha R^2 \quad (3-12)$$

バスケットの容量 V は

$$V = \{ \pi R^2 - \pi (R-d)^2 \} \alpha R = \frac{7}{16} \pi \alpha R^3 \quad (3-13)$$

給泥量 Q に対し、水面積は決定される。即ち

$A = \text{const}$ となると

$$V = \frac{7}{24} A \cdot R \quad (3-14)$$

となり、 R が大きいほどバスケット容量が大きくなる。即ち、できるだけ大きい径にして背の低いバスケットの形状がよくなる。

ここで制約条件として第4節で述べるエネルギー量を考慮する消費動力 F は

$$F = (\text{加速動力}) + (\text{風損}) = 0.5441 R + 0.5584 R^{3/2} \cdot \alpha^{-1/2} \quad (3-15)$$

となる。ここで $A = \frac{3}{2} \pi \alpha R^2 = \text{一定}$ より

$$R = \frac{3\pi}{2} A^{1/2} \alpha^{-1/2} = 0.461 A^{1/2} \alpha^{-1/2} \quad (3-16)$$

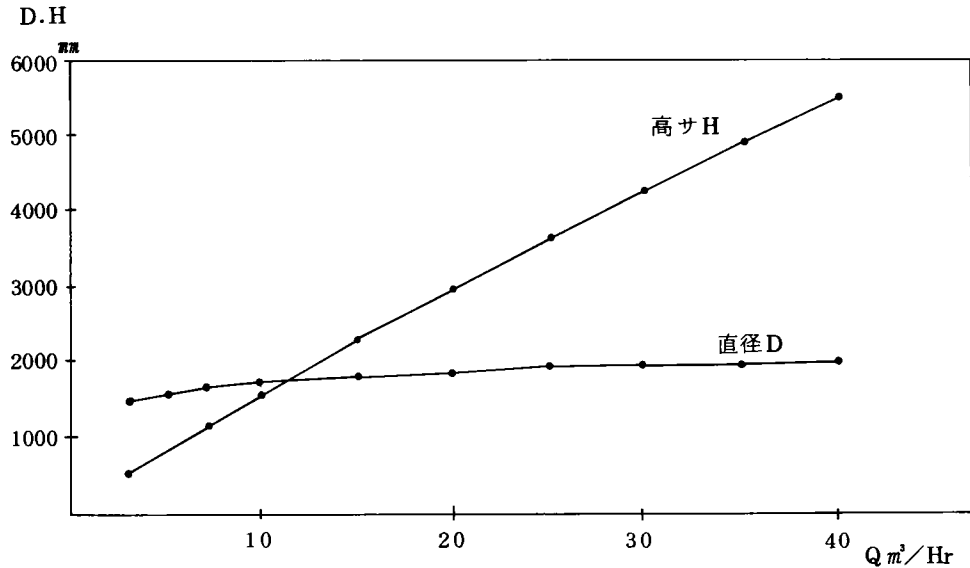
より

$$F = 0.251 A^{1/2} \alpha^{-1/2} + 0.175 A^{3/4} \alpha^{-5/4} \quad (3-17)$$

給泥量一定とすると A が一定となる。この時の F を最小とするのは

$$F' = \frac{1}{2} \times 0.251 A^{1/2} \alpha^{-3/2} - \frac{5}{4} \times 0.175 A^{3/4} \alpha^{-9/4} \quad (3-18)$$

となり F 値を小さくするには α を大きくすればよい。



給泥量 (m^3/Hr)

図 3.18 給泥量とバスケット寸法の関係

しかし α が大ではバスケット容量 V が小さくなる。そこで損失 $F = 0.8$ とする各給泥量に対するバスケットの直径 D とバスケット高さ αR の関係をもとめた。図 3.18 にこの結果を示す。

この様に $10 \text{ m}^3/\text{hr}$ では、直径と高さは $D = H$ となる。立形遠心濃縮機では、機械の製作上 $10 \text{ m}^3/\text{hr}$ 以上は $D = H$ とした。

第3節 実用機による連続実験

小型機による基礎実験結果にもとづき、表 1.15 に示す KS1600 機を用いて O 市 O 下水、Y 市 Y 下水、および T. O 下水内に設置し各処理場での遠心濃縮機の実証テストを、自動制御運転、消費動力等の調査を実施した。表 3.5 にこの実験に使用した機器リスト図 3.19 にそのフローシート、写真 3.1 に T. O 処理場で運転中の KS1600 の写真を示す。

表 3.5 機器リスト

No	名 称	仕 様	台数	動 力 (kw)	重 力 (kg)	備 考
1	立型遠心濃縮機 (操作盤含む)	KS-1600 10m ³ /Hr 給泥標準 バスケット寸法 1600φ (VS モーター使用)	1	30	13,000	T.O 処理場
		サイリスター起動方式	1	22		
2	油圧 ユニット	4.2ℓ/min × 35kg/cm ² × 20ℓ	1	0.4	30	
3	濃縮汚泥混合槽	鋼板製円筒型タンク 1.1mφ × 1.6mH × 1.6m ³	1		800	
4	同上用攪拌機	立型低速攪拌機 1.6m ³ × 50 rpm	1	2.2	300	
5	汚 泥 受 槽	硬質塩ビ製丸型タンク 2030φ × 2080H × 6m ³	2		120	
6	同上攪拌用 コンプレッサー	ベビコン圧力スイッチ式 160ℓ/min × 9.5kg/cm ²	1	1.5	98	
7	給 泥 ポ ン プ	可変容量型ネジ式ポンプ 100A × 5 - 24m ³ /Hr × 20m	1	3.7	335	
8	濃縮汚泥 移送ポンプ	可変容量型ネジ式ポンプ 100A × 5 - 24m ³ /Hr × 20m	1	3.7	335	
9	床排水ポンプ	無閉塞横軸汚泥ポンプ 80A × 0.5m ³ /min × 10m	1	075	80	

3.1 A処理場での実験

表 3.6 に A 処理場の濃縮実験に用いた余剰汚泥と混合汚泥の汚泥性状を示す。図 3.20 は $10\text{ m}^3/\text{hr}$ で供給時の遠心効果と汚泥濃縮効果である。

O 処理場の場合、重力濃縮槽での汚泥の回収率が悪く、汚泥の循環が起っ

表 3.6 対象汚泥の性状

	TS mg/l	SS mg/l	VS % ^{ds}
余 剰 汚 泥	10,950	9,480	60.2
混 合 汚 泥	16,200	15,500	61.5

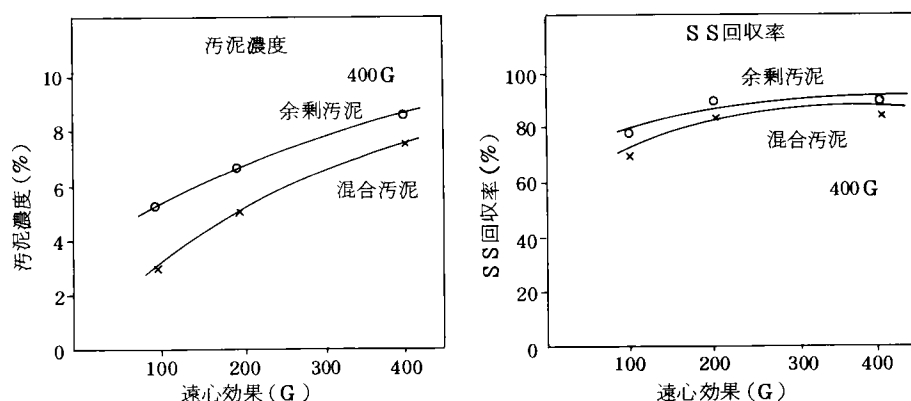


図 3.20 遠心効果と濃縮効果

ているため、余剰汚泥は一般に言われているような生物フロックとは言いがたく、最終沈殿池引抜き汚泥の汚泥濃度も $10,000\text{ mg/l}$ VS も 60 % 程度と混合汚泥に類似している。そのため、図 3.20 の濃縮効果に於ても混合汚泥と変らない。いずれも 300 G 以上あれば汚泥濃度は 5 % 以上 SS 回収率は 80 % 以上を得ることができる。図 3.21 に遠心効果 400 G に於ける給泥量と濃縮汚泥濃度、SS 回収率を示す。データは全てリークするまで運転したため、汚泥濃度は 6 ~ 8 % まで濃縮される。SS 回収率は $10\text{ m}^3/\text{hr}$ の給泥で 80 % 以上を得ることができる。

図 3.2.2 に同じく 400 G に於ける容量負荷に対する濃縮汚泥濃度を示すが運転が全てリークまで濃縮を実施したため、濃縮汚泥濃度は余剰汚泥、混合汚泥とも 6 % 以上であった。また図 3.2.3 に面積負荷と SS 回収率の関係を示すが SS 回収率を 80 % 以上にするためには面積負荷 $15 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{H}$ 以下にする必要がある。いずれも O 処理場の汚泥の性状は有機物が少なく、比較的遠心濃縮機で濃縮しやすい汚泥であった。

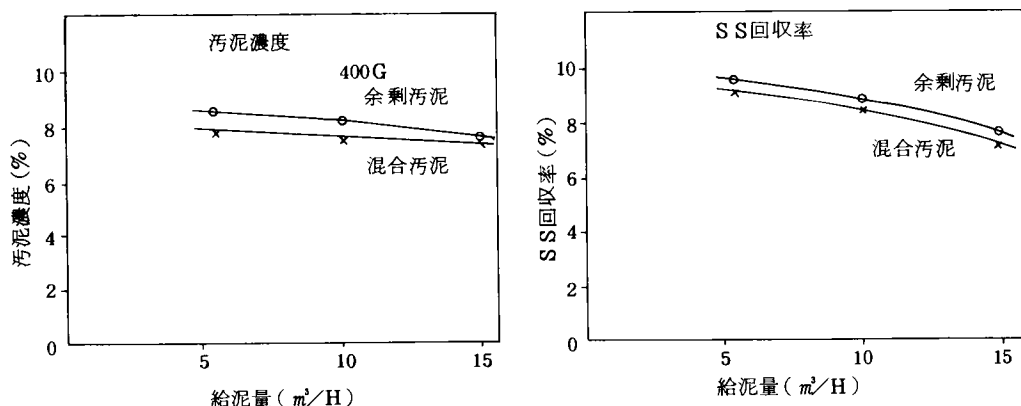


図 3.2.1 給泥量と濃縮効果

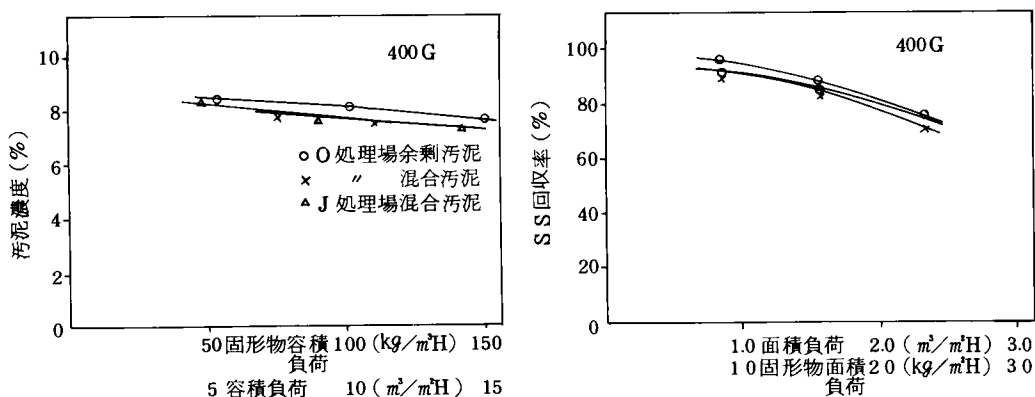


図 3.2.2 容積負荷と汚泥濃度の関係

図 3.2.3 遠心効果と SS 回収率の関係

遠心効果を上げ水面積負荷を下げると濃縮効果は上がる。図 3.24, 図 3.25 に示すように遠心力 300 G 以上であれば, 4 % 以上の濃縮汚泥を得ることができる。また水面積負荷 $2 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{Hr}$ 以下であれば 90 % 以上の SS 回収率となっており, この条件ならば十分な濃縮効果を得ることができる。図 2.26 に原汚泥濃度に対する濃縮時間と汚泥濃度を示すが投入汚泥濃度に応じて濃縮時間を設定すれば任意の濃度に汚泥を濃縮することができる。

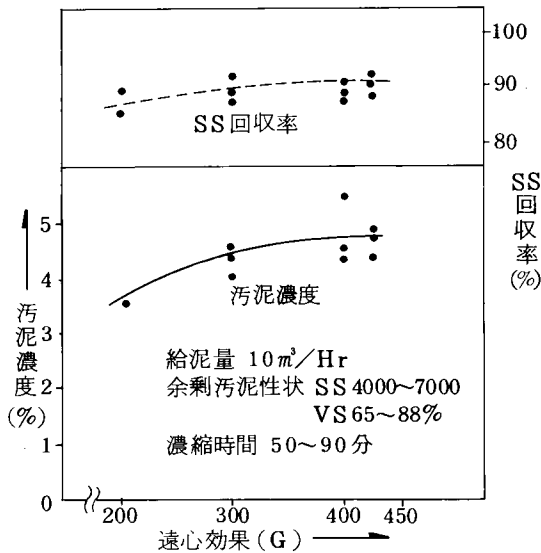


図 3.24 遠心効果と濃縮特性

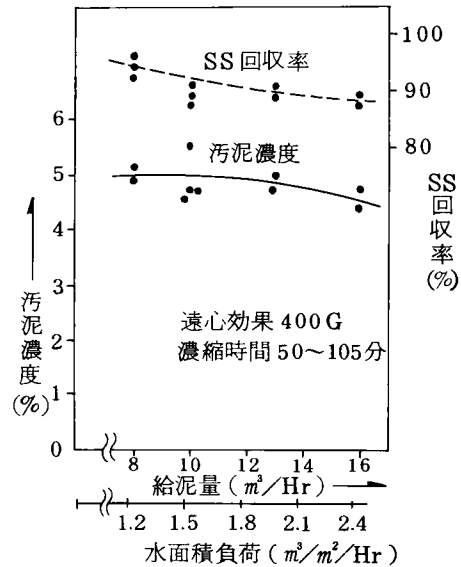


図 3.25 水面積負荷と濃縮特性

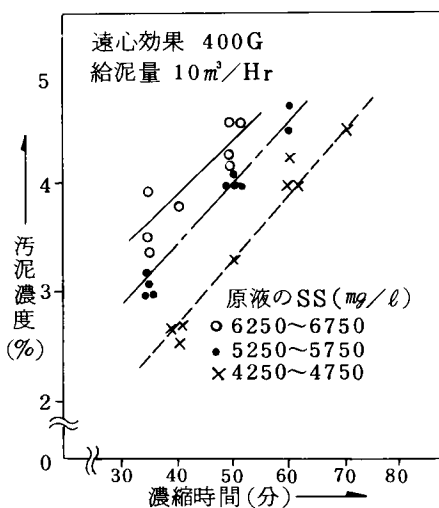


図 3.26 濃縮時間と汚泥濃度

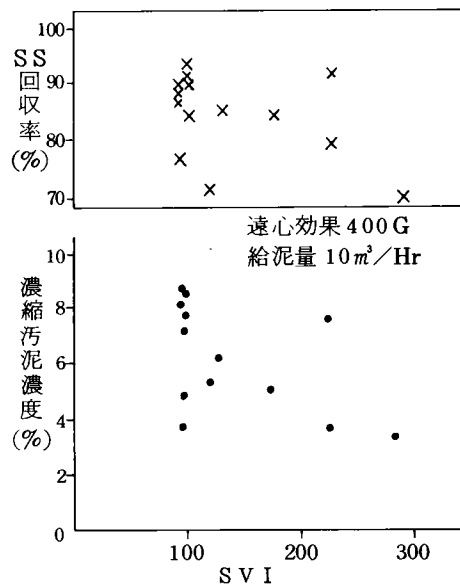


図 3.27 SVI と濃縮特性

その他，濃縮性能に影響をおよぼす汚泥性状因子としてSVIとの関係を図3.27に示す。このデータは3つの処理場の余剰汚泥の濃縮結果であるが重力濃縮と同じようにSVIが高くなると濃縮しにくい傾向がある。

3.2 C処理場での調査

立形遠心濃縮機の実績に基づきT下水道局からの調査依頼を受け夏期，冬期を通しての機械濃縮の安定性についてKS1600機を使用しての調査を実施した。実施した内容と実験方法を表3.7に示す。

① 蛇の目について

今までのバスケットは図3.28の②，③に示すように，オーバーフロータイプであったが大形化するにつれ蛇の目の径が大きくなり上澄液が不均一に流出するため，SSの回収率の悪化をまねく。

図3.28の①に示すようなトラフ方式を用いて比較を行った。

内胴式は，蛇の目の先端が内側に折れ，33mmの水止板が付いている。また，内側に折れた部分には，径10mmで30ケの穴があいており，バスケ

表 3.7 実験目的と実験方法

実 験 目 的	実 験 方 法
・蛇の目の形状の影響 一般的な濃縮性能の把握	1) セキ板の形状を 液深150mm内胴式 液深150mm一般型 液深200mm一般型 の3つのタイプの蛇の目を用いて，実験を行った。 2) 液深150mm 内胴式については，夏季と冬季の余剰汚泥について濃縮実験を行った。
・遠心効果(G)による影響	遠心効果を200，300，400，500Gの4段階に分けて濃縮運転を行った。

実 験 目 的	実 験 方 法
・ 給泥量（給泥速度）による影響	給泥速度を 5, (6.5), 7.5, 10, 12.5, 15m ³ /Hr の 4～5 段階に分けて、濃縮運転を行った。
・ 給泥濃度の差による影響	余剰汚泥原液を処理水にて 1/2 濃度, 1/3 濃度へ希釈して給泥を行った。また、給泥中に、原液を希釈し、給泥時間と共に原液濃度が低下していく状態の運転方法も行った。
・ 比例運転による影響	ある給泥速度で給泥を続けていき、リークに近づくと、給泥速度を落として、さらに給泥を続けていく方法をとる。 この速度変化を 2 段階にして運転を行った。
・ 連続運転について	運転条件（遠心効果、給泥速度、分離時間）を同一に固定して、続けて運転し、濃縮効果の安定性を調べた。
・ バスケット内濃縮汚泥濃度分布について	スキミング（排泥）の際、一定時間毎にスキミングパイプよりサンプリングし、各運転条件毎に、バスケット内濃縮汚泥濃度の分布を調査する。
・ 運転の自動制御	濃度計（MLSS 計）とを用いてバスケット内に投入される SS 固形物量を積算し、一定値になると給泥をストップさせる運転方法とした。タイマーで、給泥時間を設定する代わりに、SS 固形物量の積算値で、濃縮汚泥濃度を調整できるかを調査した。
・ 混合生汚泥の濃縮性	混合生汚泥を用いて、各条件で濃縮実験を行い濃縮性能を調査した。
・ 電力消費量について（濃縮機本体における単位処理量当りの電力消費量）	各操作条件の運転毎における濃縮機本体の電力計の値より、各条件での単位処理量当りの電力消費量を算出した。

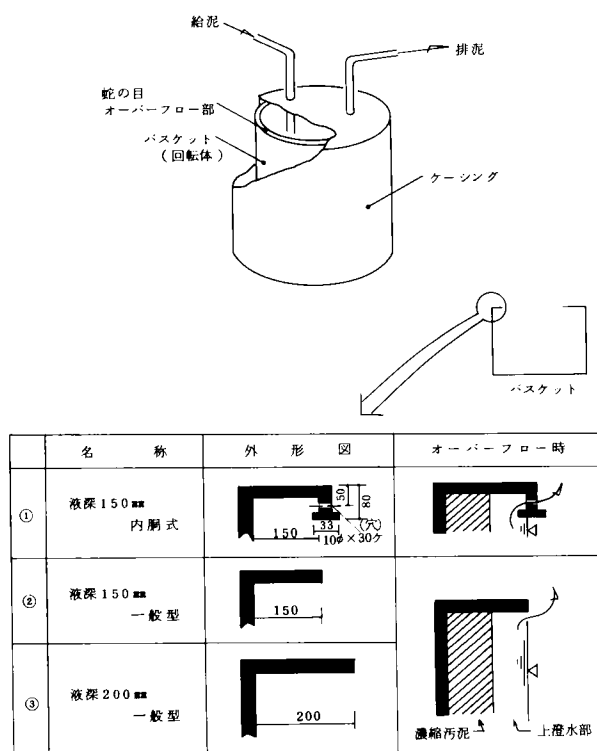


図 3.28 バスケットの蛇の目の構造

ット内下部に投入された汚泥は、バスケット内水面の表層部をスパイラル状に上部へ流れ、濃縮汚泥部と上澄水部とに分離し、水止板で一度流れを止められた後、径 10 mm の穴よりオーバーフローするものである。

一方、一般型については内側に折れた部分がなく、スパイラル状に上部へ流れてきた投入汚泥が分離した後、そのままオーバーフローするものである。

液深の違いについて

今回の実験で用いた蛇の目の液深については 150 mm のものと 200 mm のものの 2 種類がある。

バスケット内容積、すなわち、1 回の運転によって得られる濃縮汚泥の量は液深が大きくなると共に増えることとなる。図 3.29、図 3.30 に液深 150 mm 内胴式、液深 150 mm 一般型、200 mm 一般型における濃縮汚泥濃度と SS 回収率の関係を示す。

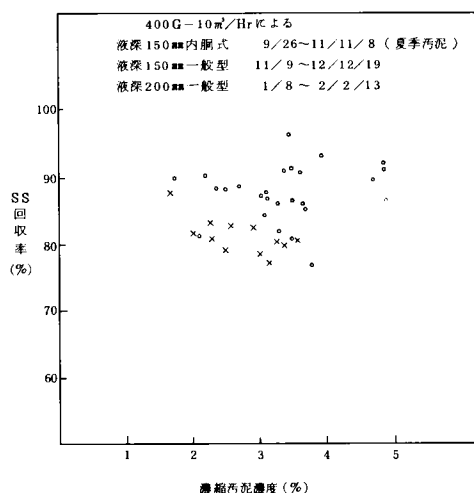


図 3.29 蛇の目の形状による
違い (その1)

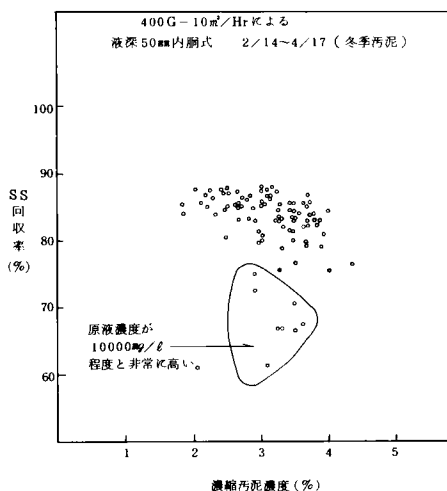


図 3.30 蛇の目の形状による
違い (その2)

図 3.30 に 2 月に実施した液深 150 mm 内胴式の結果を示した。蛇の目の影響のみを調査するため、遠心効果 400 G 給泥速度 $10 \text{ m}^3/\text{Hr}$ のデータのみをまとめた。

図 3.31 にこのデータを最小自乗法を用いて直線におきかえた。

図中①は夏季の汚泥であるが、高い濃縮汚泥濃度に対しても、SS 回収率はあまり低下しない。④においては冬期の汚泥であり、①と同じ蛇の目を用いていながら①に比べ、著しく効果が落ちており、濃縮汚泥濃度が高くなるにつれ SS 回収率が低下していく。冬期汚泥を用いた④と③を比較しても蛇の目を設けることにより、一般形よりも回収率を上げることは可能となっている。

次に液深の効果を考えると図 3.30 中の②、④と③との比較になる。この結果液深 200 mm の方が濃縮効果は悪くなっている。

これは液深を 200 mm にしたために水面積が 6.53 m^2 から 6.03 m^2 まで減少し、さらに固液分離を行う水面での遠心効果が減少するためと考えられる。また、後で述べるが単位処理量当りの電力消費量については、内胴式と一般型の間には差はみられなかったが、液深 200 mm の方は、液深 150 mm に比べ高い電力消費を示した。

③ 遠心効果について

O処理場、Y T処理場の実験と同様に遠心効果の差により濃縮効果にどのような影響をおよぼすかの調査を実施した。図 3.3.2 に液深 150 mm 内胴式のバスケットを用い給泥速度 10 m³/Hr で遠心効果を 200, 300, 400, 500 G と変えた時のリークまでの運転の結果を示す。この図より遠心効果 200 G においては遠心力が弱いため、汚泥の圧密が少なく他に比べ早めにリークが始まっている。そのため、濃縮汚泥濃度も他に比べやや低い。

300 G～500 G においては、分離液 SS 濃度のグラフもほぼ同一であり、SS 回収率、濃縮汚泥濃度についても大差はない。

④ 水面積負荷について

給泥量の差が、濃縮効果にどのように影響するかをもとめるため、液深 150 mm 内胴式のバスケットを用い、遠心効果を 400 G と一定として給泥速度を 5, 6.5, 7.5, 10, 12.5 m³/Hr でリーク運転を実施した。

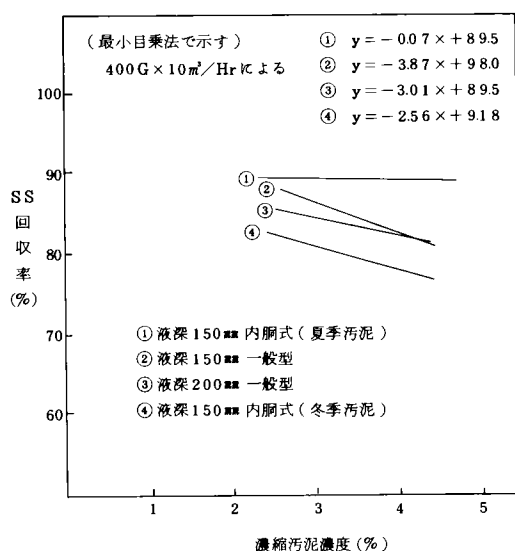


図 3.3.1 蛇の目の形状による違い

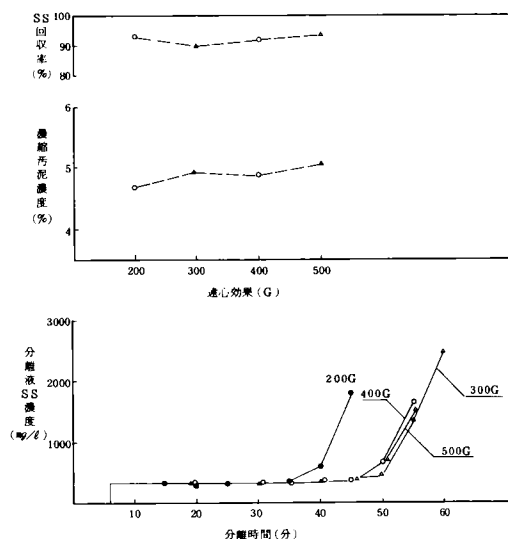


図 3.3.2 遠心効果による差異
(給泥速度 10 m³/Hr)

図 3.3.3 にこの結果を示す。分離液 SS 濃度のグラフより、給泥量を大きくした方が (水面積負荷を大きくした方が) リークに達する時間が早くなる。

これはバスケット内の固形物捕捉速度の大きい方が速いためである。同様なことが流入汚泥濃度にも言え、流入濃度が高ければリークに達する時間も早くなる。一方SS回収率については、水面積負荷が大きくなるにつれわずかに低下していく。

⑤ 分離時間について

分離時間に対する濃縮状況を把握するため液深150mm内胴式バスケットを用い遠心を効果400G一定とした時の給泥速度を7.5, 10, 12.5 m³/Hrに対し、それぞれの分離時間を変えた時の濃縮効果の調査を行った。その結果を図3.34に示す。原液SS濃度は各条件ともほぼ5000mg/l程度である。分離時間が進むにつれて、バスケット内の濃縮汚泥濃度はしだいに高くなる。また、給泥速度の小さい方が、分離時間が長くなるため高い濃縮汚泥濃度を示す。

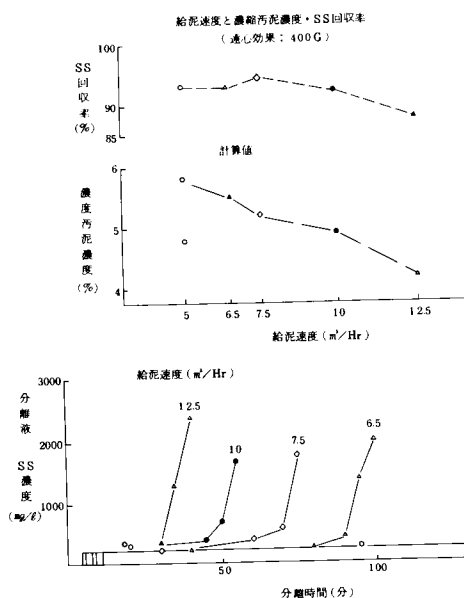


図 3.33 リーク試験

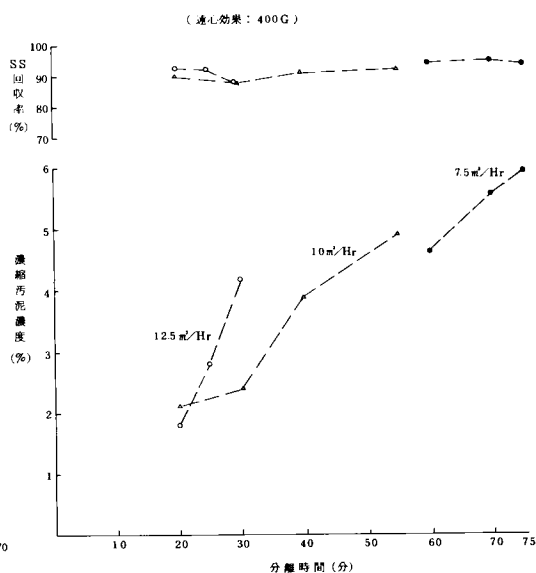


図 3.34 分離時間と濃縮汚泥濃度
・SS回収率

分離時間と共に濃縮汚泥濃度が上がっていくことから、分離時間を調節することによって濃縮汚泥濃度を調節できる。SS回収率についてはリークを越すとSSのキャリーオーバーが起るため、下降する。

⑥ 濃度変動への対応

余剰汚泥の濃度は返送汚泥の関係上日変動は比較的少ないが曝気槽でのMLSS濃度を下げる場合に大きく変化する。これに対応すべく余剰汚泥濃度の変化に対しての遠心濃縮機の対応性について調査した。

この結果を図3.35, 3.36に示す。これは各濃度に対しリークまで運転を行ったものである。流入原液濃度が低くなるとリークまでの時間は長くなり、分離液水質も良好となる。リークに達した時の各条件の濃縮汚泥濃度・SS回収率は大きな差は見られない。従って立形遠心濃縮機においては原液濃度の差により分離時間と分離液のSS濃度は変化するが、濃縮汚泥濃度やSS回収率にはほとんど影響なく一定な値を得ることができる。この結果一定濃度を得るためには入口汚泥濃度を自動測定することにより分離時間を決定すればよい。

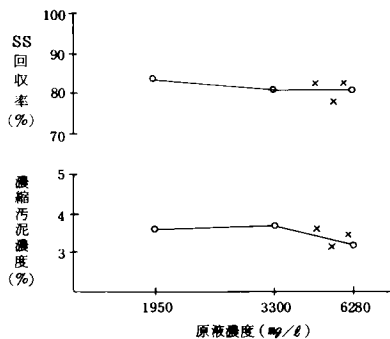


図 3.3 5 余剰汚泥濃度変化に対する濃縮効果 a

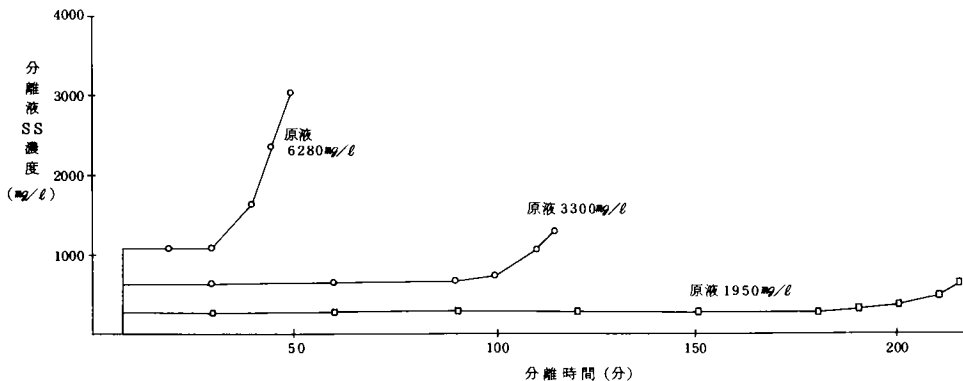


図 3.3 6 余剰汚泥濃度に変化に対する濃縮効果 b

⑦ 自動制御運転について

前述の濃度変動への対応で述べたように立型遠心濃縮機においては分離時間＜給泥時間＞に比例して濃縮汚泥濃度が変化する。そのため、分離時間を調節することにより、ある濃度範囲において濃縮汚泥濃度を变化させることができる。しかし、流入原液濃度の変化などを考慮すると、分離時間よりも流入固形物量を因子として考える方が、より直接的制御で望ましい。そこで図 3.3 7 に示すフローを用いて実験を行った。即ちMLSS計と電磁流量計を設け、それらより流入固形物量を積算し、一定の流入固形物量に達すると給泥ポンプをストップさせスキミング工程に入るフローとする。図 3.3 8 に自動制御運転結果を示す。運転は全て蛇の目のバスケットを使用し $400\text{ G} - 10\text{ m}^3/\text{Hr}$ 給泥速度で実施した。演算は(3-7)式により、流量と余剰汚泥濃度をインプットし、給泥時間をアウトプットする。この制御の前提条件として、汚泥受槽内の MLSS 計が正しい値を示さなくてはならない。図 3.3 9 に原汚泥の SS 濃度の実測値と MLSS 計の読みとの関係を示す。この図より SS 濃度が $7,000 \sim 8,000\text{ mg}/\ell$ までにおいては MLSS 計の読みと実測値にはほぼ等しい値をとるが SS 濃度が $8,000\text{ mg}/\ell$ を越すとしだいに対応速度が悪くなる。これは、MLSS 計の測定範囲が $10,000\text{ mg}/\ell$ までであり、測定限界に近づいたものである。その上、全体的に MLSS 計の読みの方が実測値よりもやや高目の値を示した。

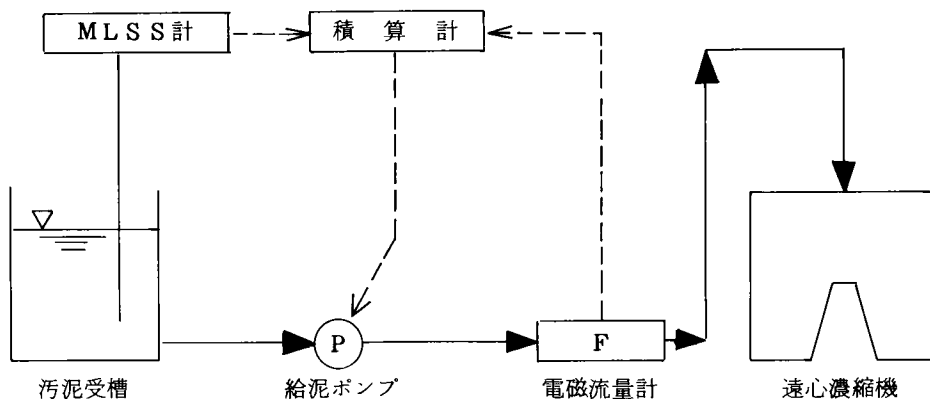


図 3.3 7 遠心濃縮機の制御フロー

実験結果によるSS回収率と濃縮汚泥濃度
設定したSS回収率と濃縮汚泥濃度

SS回収率を仮定し、目標濃縮汚泥濃度が得られるよう流入固形物量をセットする。

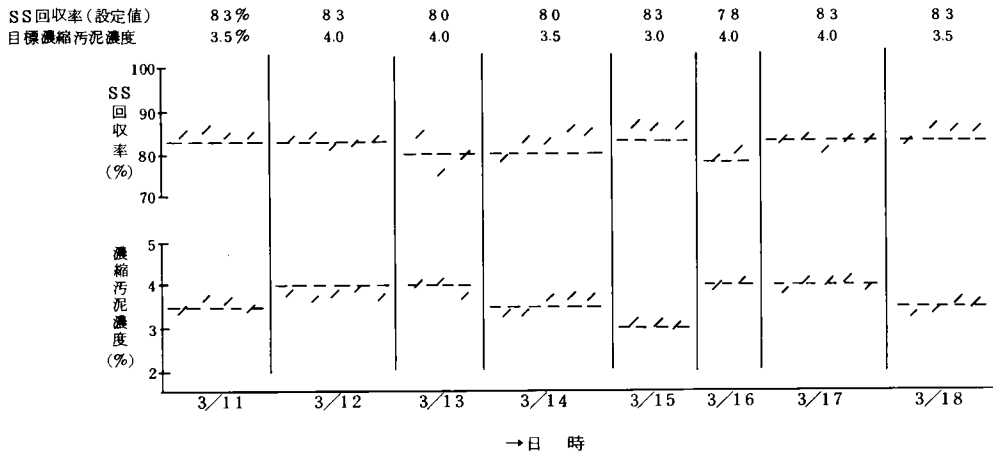


図 3.3 8 自動制御による運転結果（余剰汚泥－液深150mm内胴式）

図 3.3 8 中の点線によって示したものは設定値のSS回収率と目標濃縮汚泥濃度であり、図の／は実験結果によるSS回収率と濃縮汚泥濃度である。

このような条件下においてはSS回収率の設定さえうまく行えば（これにより設定する回収固形物量が変わる）目標とする濃縮汚泥濃度のものが得られる。

図 3.3 8 の連続測定においてはほとんどの時間設定目標値と実験値との間に対応が見られた。

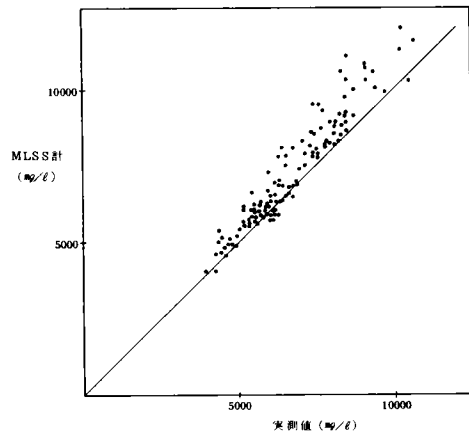


図 3.3 9 原液SS濃度の実測値とMLSS計の読み

第4節 電力消費量の検討

立形遠心濃縮機の場合の電力消費は主に次の3項目に起因する。

1) 給泥汚泥加速動力

1.0 Gで給泥された汚泥が400 Gにまで加速される動力

2) 風力で損失する動力

高速で回転するバスケットの空気抵抗による損失動力

3) メカニカル損失

V S モーター効率, ベアリング摩擦

などが考えられる。3) のメカニカル損失については不確定要素が多いが, 1), 2) については一応理論的に計算することができる。以下にKS1600を例にとって理論計算を行う。

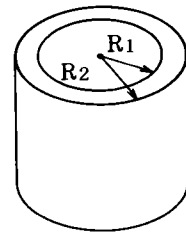
1) 給泥汚泥加速動力

一般に回転体の持つエネルギーは

$$E = \frac{1}{2} J \omega^2 \quad (3-19)$$

{ J : 慣性モーメント
ω : 回転角速度

である。



右図の様な中空円柱においては

$$J = \frac{1}{2} M (R_1^2 + R_2^2) \text{ となる。}$$

今, 加速面を R_2 における径の面と考えた時

$$R_1 = R_2 \text{ となり}$$

$$J = MR_2^2 \quad (3-20)$$

ここで M : 質量

故に基本式は

$$E = \frac{1}{2} J \omega^2 = \frac{1}{2} MR_2^2 \omega^2 \quad R_2 \omega = V \text{ より} \quad (3-21)$$
$$E = \frac{1}{2} MV^2$$

(V : 速度)

となる。

今, Mは単位時間当りの給泥量と考えると Eは仕事率となる。

400 G - 10 m³/Hr 給泥速度で考えると

$$400 \text{ G} = 670 \text{ rpm}$$

$$V = 1.6 \times \pi \times 670 / 60 = 56.1 \text{ m/sec}$$

$$M = 10 \text{ m}^3/\text{Hr} = 10,000 \text{ kg} \times 1.1 (\text{比重}) / 3,600 \text{ sec} = 3.06 \text{ kg/sec}$$

$$\begin{aligned}
 E &= \frac{1}{2} \times 3.06 \times 56.1^2 = 4815 \text{ kg/sec} - \text{m}^2/\text{sec}^2 \\
 &= 491.4 \times 9.8 \text{ m/sec}^2 - \text{kgm/sec} \\
 &= 491.4 \text{ kg 重 m/sec} \\
 &= 4818.6 \text{ w}
 \end{aligned}$$

1 Hr の運転で 4.82 kWh

1 Hr で 10 m³ 給泥する事より 1 m³ 当り 0.48 KWH/m³ となる。

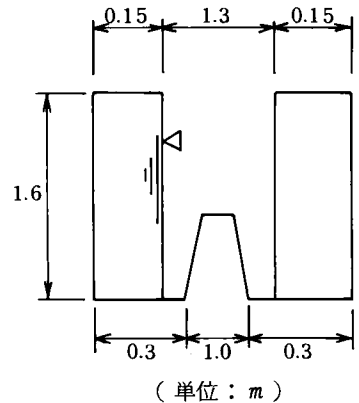
2) 風力で損失する動力

流体摩擦によって受ける抵抗

$$W(\text{kg}) = C_f \cdot A \cdot \rho \cdot V^2 / 2g \quad (3-22)$$

$$\text{トルク } T = W r$$

$$\text{KW} = 1.027 \times T \times N \times 10^{-3} \quad (3-23)$$



C_f : 抵抗係数 (Re 数によって決定)

A : 流体 (空気) との接触面積

ρ : 空気の密度 1.2 kg/m³ (at 20°C)

V : 速度

N : 回転数

C_f は $Re = \frac{Vl}{\nu}$ で決定できる。

ν : 空気の動粘性係数

$$15.1 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{sec}$$

(at 20°C)

$$[\text{胴部外}] A = \pi \times 1.6 = 8.04 \text{ m}^2$$

$$V = 1.6\pi \times 670 \times 1/60 = 56.1 \text{ m/sec}$$

$$Re = (56.1 \times 1.6\pi) / 15.1 \times 10^{-6} = 1.87 \times 10^{-1} \text{ より}$$

$$C_f = 0.0027$$

$$[\text{胴部内}] A = 1.3\pi \times 1.6 = 6.53$$

$$V = 1.3 \pi \times 670 \times 1/60 = 45.6$$

$$Re = (45.6 \times 1.3 \pi) / 15.1 \times 10^{-6} = 1.23 \times 10^{-1} \text{ より}$$

$$Cf = 0.0028$$

$$〔蛇の目上〕 A = (1.6^2 - 1.3^2) \pi / 4 = 0.68$$

$$V = (1.6 + 1.3) / 2 \times \pi \times 670 \times (1/60) = 50.8$$

$$Re = (50.8 \times 1.45 \times \pi) / (15.1 \times 10^{-6}) = 1.53 \times 10^{-1} \text{ より}$$

$$Cf = 0.0027$$

$$〔底部下〕 A = (1.6^2 - 1^2) \pi / 4 = 1.22$$

$$V = (1.6 + 1) / 2 \times \pi \times 670 \times (1/60) = 45.6$$

$$Re = (45.6 \times 1.3 \pi) / 15.1 \times 10^{-6} = 1.23 \times 10^{-1} \text{ より}$$

$$Cf = 0.0028 \quad \text{これより}$$

すべて $Cf = 0.0027$ とする。

* 蛇の目上部と底部上の流速を計算する円の半径は

$$r = \frac{R_1 + R_2}{2} \text{ としている。}$$

$$W_1 = 0.0027 \times 8.04 \times 1.2 \times 56.1^2 / (2 \times 9.8) = 4.18$$

$$W_2 = 0.0027 \times 6.53 \times 1.2 \times 45.6^2 / (2 \times 9.8) = 2.24$$

$$W_3 = 0.0027 \times 0.68 \times 1.2 \times 50.8^2 / (2 \times 9.8) = 0.29$$

$$W_4 = 0.0027 \times 1.22 \times 1.2 \times 45.6^2 / (2 \times 9.8) = 0.42$$

$$W = 7.13$$

$$T = Wr' = 7.13 \ell$$

$$\text{ここで } \ell \text{ は面積 2 等分径 } \ell = \sqrt{(\ell_1^2 + \ell_2^2) / 2}$$

$$T = 7.13 \times \sqrt{(1.3^2 + 1.6^2) / 2} = 5.2$$

$$kW = 1.027 \times 5.2 \times 670 \times 10^{-3} = 3.58 \text{ kW}$$

又、単位 m^3 処理量当りの電力消費量は

$$3.58 \text{ kWh} / 10 \text{ m}^3 = 0.36 \text{ kWh} / m^3$$

この理論で計算した KS1600 形の動力を表 3.8 に示す。

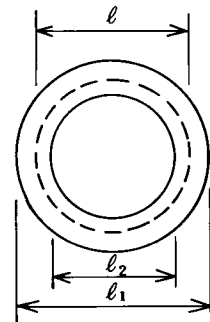


表 3.8 動力計算値

kw H/m³

給 泥 量		2 0 0 G	3 0 0 G	4 0 0 G	5 0 0 G
5 m ³ /hr	給泥加速	0.2 4	0.3 6	0.4 8	0.6 0
	風 損	0.2 7	0.4 8	0.7 2	0.9 7
	合計	0.5 1	0.8 4	1.2	1.5 7
7.5 m ³ /hr	給泥加速	0.2 4	0.3 6	0.4 8	0.6 0
	風 損	0.1 8	0.3 2	0.4 8	0.6 5
	合計	0.4 2	0.6 8	0.9 6	1.2 5
1 0 m ³ /hr	給泥加速	0.2 4	0.3 6	0.4 8	0.6 0
	風 損	0.1 3	0.2 4	0.3 6	0.4 8
	合計	0.3 7	0.6 0	0.8 4	1.0 8
1 2.5 m ³ /hr	給泥加速	0.2 4	0.3 6	0.4 8	0.6 0
	風 損	0.1 1	0.1 9	0.2 9	0.3 9
	合計	0.3 5	0.5 5	0.7 7	0.9 9
1 5 m ³ /hr	給泥加速	0.2 4	0.3 6	0.4 8	0.6 0
	風 損	0.0 9	0.1 6	0.2 4	0.3 2
	合計	0.3 3	0.5 2	0.7 2	0.9 2

次に立形遠心濃縮機の 1 サイクルにおける濃縮機本体の電力消費量を求め、これを給泥量（処理量）で割り、単位処理量当りの電力消費量の比較検討を行った。図 3.4 0 に V S モーターを使用した時の一般形および内胴式のバスケットについての電力消費量、図 3.4 1 にサイリスター起動方式による普通の電動機を使用した時の電力消費量を示す。先に述べた理論値と実測値との差がメカニカル損失と考えられる。V S モーターを使用した場合には一般の機械減速モーターやサイリスターモーターに比べ、熱損失による電力消費が多いため、単位処理量当りの電力消費量は高くなる。表 3.9 に V S モーターの効率を実測値より算出した。これにより V S モーターの効率は 49 % となり、モーター電力の大半を損失している。

次に図 4.4 1 に示すサイリスターモーターを使用した場合の単位処理量当りの電力消費量にもとづいて算出した。メカニカル損失を表 3.1 0 に示す。13 m³/Hr の給泥時の値は他の 10 m³/Hr, 16 m³/Hr に比べ低い値となつているため、10 m³/Hr と 16 m³/Hr の値を用いてモーター効率を算出した。モーター効率は V S モーターに比べかなり高くなり、この点からもサイリスター方式の方が電力消費量を低くすることができる。しかしまだメカロスが 30 % 程度

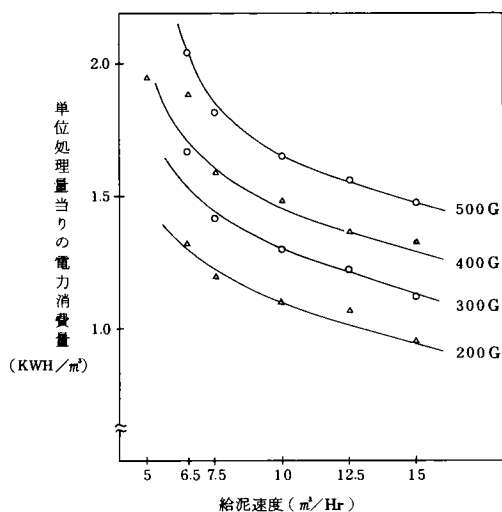


図 3.40 給泥速度と単位処理量当りの
電力消費量 (VSモーターを使用)

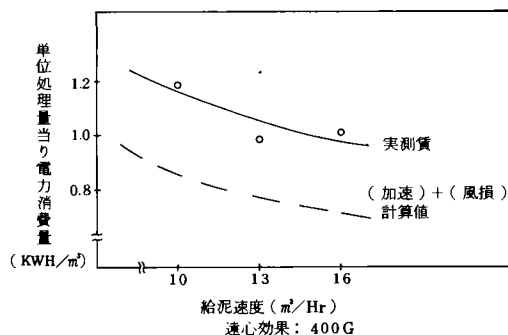


図 3.41 サイリスタモーターを使用
した時の単位処理量当りの
電力消費量

表 3.9 V S モーター使用時のメカニカルロス

給 泥 量	5m³/Hr	7.5m³/Hr	10m³/Hr	12.5m³/Hr	15m³/Hr
① 1 m³ 処理当り 電力消費量(実験値) KWH/m³	2.0 5	1.7 0	1.5 3	1.4 2	1.3 4
② 1 m³ 処理当り 加速+風損(計算値) KWH/m³	1.2 0	0.9 6	0.8 4	0.7 7	0.7 2
③ ②以外の 電力消費量(①-②) KWH/m³	0.8 5	0.7 4	0.6 9	0.6 5	0.6 2
④ 1 Hr 給泥した時の 電力消費量(①×Q) KWH/m³	1 0.2 5	1 2.7 5	1 5.3	1 7.7 5	2 0.1
⑤ 差 KWH	2.5	2.5 5	2.4 5	2.3 5	
この差は 2.5 m³ を加速する動力と考えられる。					
⑥ 1 m³ 当り 加速動力(⑤/2.5) KWH/m³	1.0	1.0 2	0.9 8	0.9 4	
⑦ 1 m³ 当り 加速動力(計算値) KWH/m³	0.4 8	0.4 8	0.4 8	0.4 8	
⑧ モーター効率(⑦/⑥) KWH/m³	0.4 8	0.4 7	0.4 9	0.5 1	
⑨ メカロス(③×⑧) モーター効率の平均値 KWH/m³	0.4 9	0.3 6	0.3 4	0.3 2	0.3 0

もあり，機械的に効率を上げることは可能と思われる。今後このメカロス小さくする方法を検討して行きたい。表 3.11 に KS 1600 を使用した時の 400G, 10 m³/Hr による単位処理量当りの電力消費量を示す。サイリスターモーターを使用する場合は，VS モーターを使用するより，2 ～ 3 割電力消費量を小さくすることができる。

表 3.10 サイリスター方式のモーター効率

給 泥 量	10 m ³ /Hr	16 m ³ /Hr
① 1 m ³ 処理当り 電力消費量 (実験値)	KWH 1.18	1.0 KWH/m ³
② 1 m ³ 処理当り 加速+風損 (計算値)	KWH/m ³ 0.84	0.72
③ 1 Hr 給泥した時の 電力消費量 (①×Q)	KWH 11.8	16.0
④ 差	4.2 KWH	
この 4.2 KWH という値が 6 m ³ を加速する動力と考える。		
⑤ 1 m ³ 当り 加速動力 (④/6)	KWH/m ³ 0.7	
⑥ 1 m ³ 当り 加速動力 (計算値)	KWH/m ³ 0.48	
⑦ モーター効率 (⑥/⑤)	0.69 %	

表 3.11 400G-10 m³/Hr による単位処理量当りの電力消費量

VS モーター使用	1.45 ～ 1.55 kWH/m ³
サイリスターモーター使用	1.15 ～ 1.20 kWH/m ³

第5節 大形機による実施例

各地の現場テストの結果，立型遠心濃縮機の性能が証明され，表 3.1 に示した直径 2,200 mm の KS 2,200 機を製作し F 市 Y 下水処理場に 1 台，S 市 S 下水処理場へ 4 台それぞれ処理場の汚泥処理設備の機能改善のため，納入した。表 3.12 に実施例の主仕様と対象汚泥を示す。以下に大形機の Y 処理場と S 処理場の調査結果について述べる。

表 3.12 実施例の概要

納 入 先	納入年月	主 仕 様	台数	対象汚泥
F 市 Y 下水処理場	S 54.3 月	KS-2200 20～30m ³ /Hr × 300 G × 45 kw	1	余 剰
K 市 S 処 理 場	S 54.3 月	KS-1600 10～15m ³ /Hr × 400 G × 30 kw	1	混合生
S 市 S 下水処理場	S 55.6 月	KS-2200 20～30m ³ /Hr × 400 G × 45 kw	4	余 剰

5.1 Y処理場に於ける立形遠心濃縮機

Y下水処理場は昭和40年に使用を開始した高速エアレーション法を用いた合流式の小規模な処理場である。使用開始時は計画汚水量に対し実際の下水量も少なく、処理場の能力にも余裕があったが、近年、下水道使用者の増加に伴う流入水量の増大、さらには雨天時に於ける地下水の下水管への流入などにより、処理能力が限界に近づき重力濃縮槽でSSがキャリオーバーを起し、SSの循環が一段と激しくなった。そこで次のような改良を行った。

- ① 調整タンクおよび分水槽の新設
- ② 余剰汚泥と初沈汚泥との分離濃縮を実施し、余剰汚泥には立形遠心濃縮機を初沈汚泥には既設の重力濃縮槽を用いた。

以下にこれら改造の結果と立形遠心濃縮機の効果について述べる。

1. 改造前の処理フローと問題点

改造前の処理場のフローを図3.42に示す。(昭和53年度調査)これは3時間毎の連続採水した数値を用いて算出した。改造前においては余剰汚泥はポンプ井を経て初沈へもどし、初沈より混合汚泥として引抜き重力濃縮槽へ投入していた。

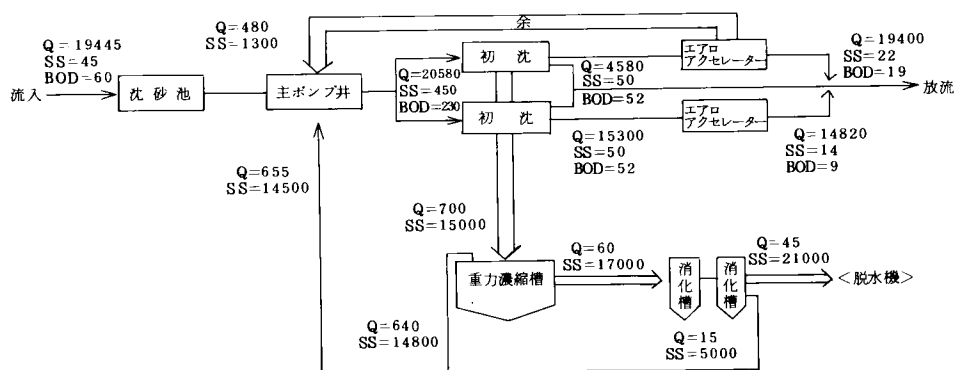


図 3. 4 2 Y処理改造前処理フロー

図で示す様にSS45, BOD60mg/ℓ程で流入してきた下水が、初沈に流入する際には余剰汚泥の混入によりSS450, BOD230mg/ℓ程

2. 主たる改造箇所

写真 3.2 は Y 処理場に設置した KS 2200 形立型遠心濃縮機を示す。

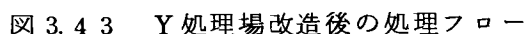




写真 3.2 H市Y下水処理に設置したKS 2200 遠心濃縮機

(a) 余剰汚泥の単独強制濃縮

初沈と高速エアレーション沈殿池との間で余剰汚泥の循環がみられ本来の初沈の働きがみられず，かつ重力濃縮槽での濃縮効果が低い
ため，余剰汚泥の単独強制濃縮として，種々の実験の結果より立型遠心濃縮機を導入した。これにより重力濃縮しやすい初沈からの引抜汚泥は重力濃縮で，一方重力濃縮槽では濃縮できない余剰汚泥は単独で立型遠心濃縮機で濃縮し両汚泥を混合した後，消化，脱水工程へと進んでいく。表 3.1 3に立型遠心濃縮機の運転結果を示す。Y処理場の場合，高速エアレーションのため，余剰汚泥の濃度が $1,200 \sim 2,000 \text{ mg/l}$ と低い。そのため濃度を上げることはできるが，回収率が 70 %前後と悪くなる。しかし分離液のSS濃度が 500 mg/l 程度と低い
ためこれ以上に回収率を上げることは困難であろう。

(b) 調整槽の新設

流入水の水量および水質の変動を定常化するため調整槽を設けた。調整槽の容量は年間の代表的流入パターンより計算し， 1600 m^3 ，滞

留時間は 2.8 時間とした。調整槽からの吐き出しは一定圧力をかけることにより、吐出量一定制御とした。^(10,11)

3. 改造後の処理フローとその成果

改造後の処理場のフローを図 3.43 に示す。＜昭和 54 年調査：3 時間毎のサンプリングによる 24 時間調査＞汚泥は 2 系統で引き抜かれる。表 3.14 に汚泥の S S 濃度を各処理プロセスごとに示す。改造前は濃縮汚泥の濃度は 1.6 % と低いため多くの汚泥を引抜かねばならず、消化槽の滞留日数が 16 日となる。改造後においては両汚泥それぞれに適した方法で濃縮されるため消化槽へ投入汚泥濃度は 4.6 % となるため、消化槽引抜き汚泥濃度は 4 % と安定した。改造前は余剰汚泥と初沈汚泥との混合濃縮のため投入汚泥が 15,000 mg/l に対し、重力濃縮槽引抜き汚泥濃度は 1.6 % と低く濃縮槽の機能を全くはたしていなかった。改造後においては両汚泥をそれぞれ適した方法で濃縮するため初沈汚泥用の重力濃縮槽で 2.9 % まで濃縮される。一方余剰汚泥濃縮用の遠心濃縮機で

表 3.13 Y 下水処理場立型遠心濃縮機運転データー

(余剰汚泥)

月 日		S 54.3/27	3/30	4/16	4/17	4/4
運 転 条 件	遠心効果 (G)	330	300	300	300	300
	給泥量(m ³ /Hr)	20	25	20	20	20
	処理量(m ³ /Hr)	19.3	24.3	19.1	19.3	19.3
	分離時間 (分)	240	300	180	240	240
汚 泥 性 状	T S (mg/l)	2190	1868	2274	1678	2266
	S S (mg/l)	1988	1562	1738	1222	1806
	S V (%)	74	82	—	19	—
分 離 液 濃 縮 汚 泥	T S (mg/l)	931	808	945	766	965
	S S (mg/l)	524	375	495	372	535
	濃度 (%)	5.4	5.9	3.3	3.4	4.0
	V S (%)	—	—	75.8	80.1	77.7
	S S 回収率 (%)	74.3	76.4	72.5	70.3	71.1

(注) 給泥量：ポンプ吐出量

表 3. 1 4 汚泥処理設備改造後の処理成績

		項 目	単位	設計値	改造前	改造後	摘 要
流 入 水	流 量	m ³ /日	13,680	11,500 ～ 16,600	同 左		
	B O D	mg/l	150	50 ～ 150	〃		
	S S	〃	250	45 ～ 120	〃		
最 初 沈 殿 池	滞 留 時 間	時間	1.76	0.9 ～ 2.1	〃	容量 402m ³ /2 池	
	流 出 水 B O D	mg/l	105	50 ～ 98	35 ～ 80		
	〃 S S	〃	175	45 ～ 90	35 ～ 75		
調 整 タ ン ク	滞 留 時 間	時間	2.80	—	2.80	容量 1,600 m ³ /1 池	
高 速 エ ア レ ー シ ョ ン 沈 殿 池	エ ア レ ー シ ョ ン タ ン ク	エ ア レ ー シ ョ ン 時 間	時間	2.80	1.5 ～ 3.2	2.80	容量 1,600 m ³ /2 池
		M L S S	mg/l	3,000	670 ～ 2,150	980 ～ 1,590	
		S V I	%	150	98 ～ 460	70 ～ 145	
	最 終 沈 殿 池	滞 留 時 間	時間	1.07	0.6 ～ 1.6	1.07	容量 608m ³ /2 池
		流 出 水 B O D	mg/l	19	15 ～ 35	9 ～ 20	
		〃 S S	〃	32	10 ～ 43	10 ～ 25	
放 流 水	B O D	mg/l	19	15 ～ 35	9 ～ 20		
	S S	〃	32	10 ～ 43	10 ～ 25		
汚 泥 濃 縮 タ ン ク	生 汚 泥 量	m ³ /日	137	700	140		
	汚 泥 濃 度	mg/l	1,500	15,000	1,200		
	濃 縮 汚 泥 濃 度	%	4.0	1.6	2.9		
余 剰 汚 泥 濃 縮 設備	余 剰 汚 泥 量	m ³ /日	480	—	450		
	汚 泥 濃 度	mg/l	1,500 ～ 5,000	—	1,500		
	濃 縮 汚 泥 濃 度	%	5.0	—	4.6		
汚 泥 消 化 タ ン ク	消 化 汚 泥 量	m ³ /日	30	55	31		
	固 形 物 量	t/日	1.8	1.0	1.6		
	固 形 物 数	日	35	30	34		
	汚 泥 濃 度	%	6.0	2.0	4.0		

は余剰汚泥を 4.6% まで濃縮するため、消化槽の滞留日数の増加と汚泥濃度の安定により、消化汚泥濃度は 4% と安定した。この調査を行った時は消化槽加温設備が改良中であるため消化・濃縮の働きが悪いが、正常に戻れば消化、濃縮共に促進するものと考えられる。

現在、それぞれの汚泥に適した濃縮方法をとっているため、重力濃縮槽の上澄水、および遠心濃縮機の分離液の水質が改善され調整槽へ返送する水質負荷が改良前のそれと比べて著しく軽減されている。このように余剰汚泥を単独濃縮することにより初沈 — 高速エアレーション沈殿池

間の汚泥の循環がなくなり，初沈にかかる負荷がかなり軽減し，初沈としての機能を十分に果たすことになった。改造前と改造後において流入下水水質と初沈処理水

水質とを比較すると，改造後の方が除去率が高い。また，改造前のある一日の流入下水の水質および水量について図 3.44 に示す。

流入水量については $600 \sim 950 \text{ m}^3/\text{Hr}$ ，

BOD は $20 \sim 130$

mg/ℓ SS は 30

$\sim 100 \text{ mg}/\ell$ の経時変化がみられた。この流入変化を調整槽で吸収することになる。調節槽を設けることにより，ピーク時の負荷増に対して，以前では直接的に高速エアレーション沈殿池に影響が現われたが，改造後はその影響も軽減するものと考えられる。図 3.45 に立型遠心濃縮機の使用前と使用後の SS 収支バランスを示す。

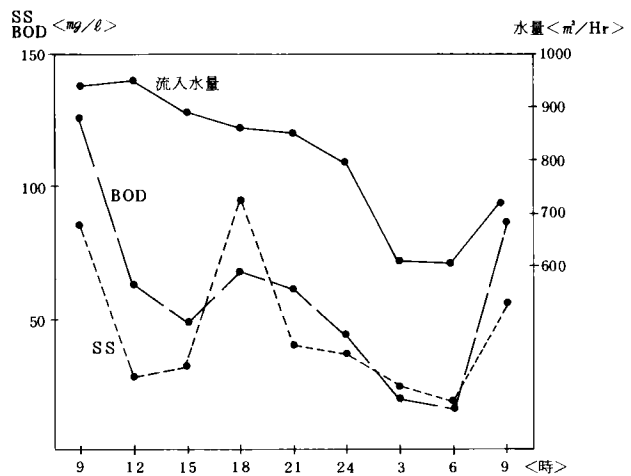
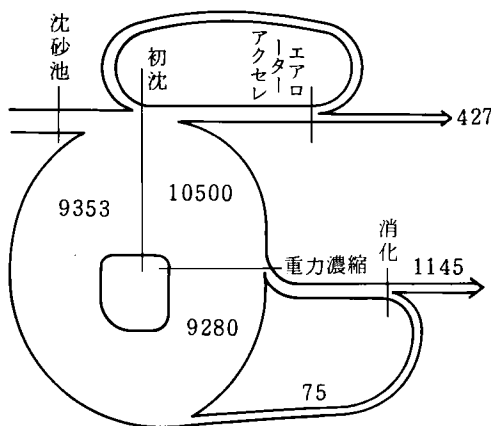


図 3.44 流入水の経時変化

a. 濃縮機導入前



b. 濃縮機導入後

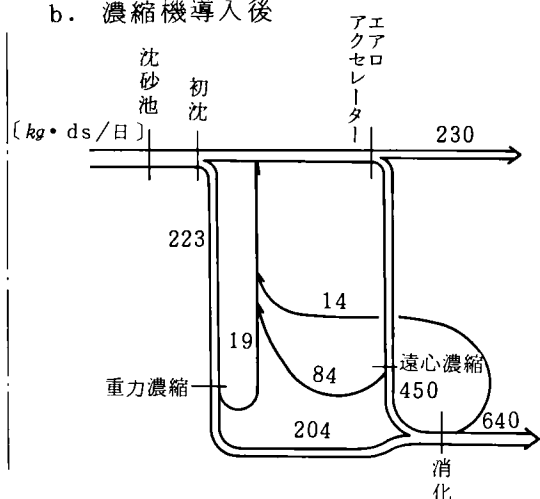


図 3.45 遠心濃縮機の効果

S 下水処理場は S 市のニュータウンの下水処理場として建設された 10 万人規模の完全分流下水方式とした大型の団地下水処理場である。しかも汚泥処理には熱処理を採用しており、汚泥の濃度を上げることが、この処理場での処理機能を上げる最も効果的な方法である。⁽¹⁴⁾そのため、昭和 55 年 6 月種々の検討の結果立型遠心濃縮機が導入された。図 3.46 にこの処理場での遠心濃縮機の処理フローを示す。また写真 3.3 に S 下水処理場の遠心濃縮室の KS2200 を示す。対象汚泥は処理フローに示すように余剰汚泥でも混合汚泥でもどちらでも濃縮できるよう配管を行った。調査は昭和 55 年 9 月～昭和 56 年 1 月まで実施した。この期間中の汚泥の性状は余剰汚泥で 9000～12000mg/ℓ、混合汚泥では 10000～20000mg/ℓ 汚泥の有機物量は 77.6～90.4% と高く、難濃縮性の汚泥であった。

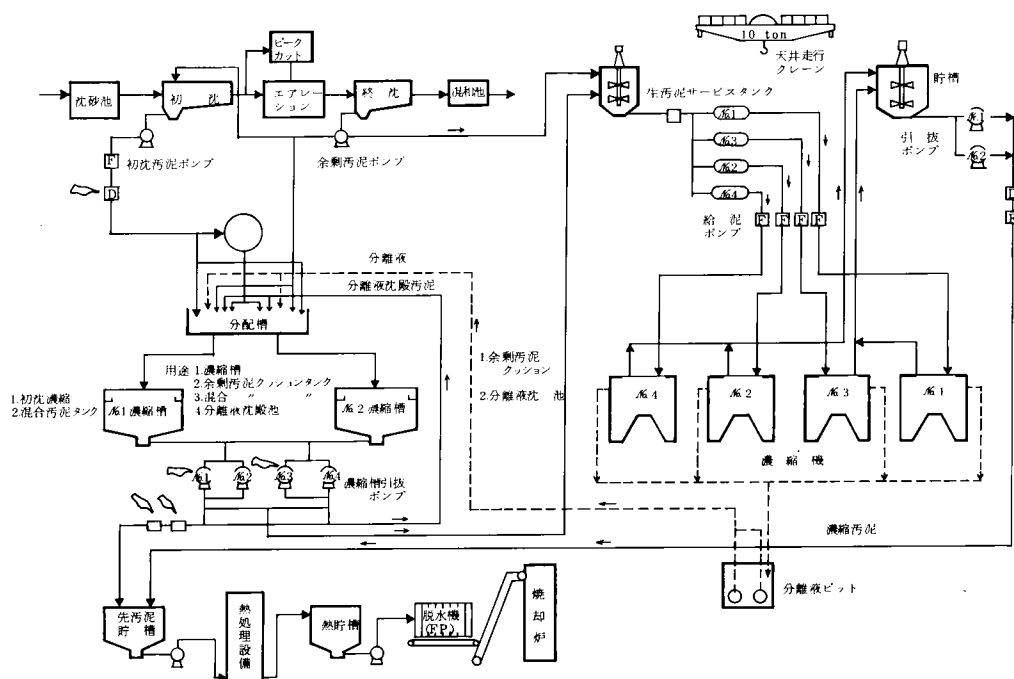


図 3.46 S 処理場立形遠心濃縮機処理フロ

表 3.5 大型遠心濃縮機の運転結果

対象汚泥	実験方式	運 転 条 件			原汚泥 SS			SS回収率	固型物 負荷 kg
		遠心効果	給泥量	給泥時間		汚泥濃度	分離後 SS		
		G	m ³ /hr	分	mg/ℓ	%	mg/ℓ	%	kg・m ² ・hr
濃 縮 余 剰 汚 泥	第 1 方式	400	10	30	21.100	4.1	9.150	85.6	16.1
			10	30	21.100	4.4	9.750	80.2	16.1
			10	40	21.100	4.8	10.400	75.3	16.1
余 剰 汚 泥	第 1 方式	400	20	30	8.980	3.7	1.200	91.1	13.7
			20	40	8.980	4.8	1.310	89.1	13.7
			20	45	8.770	4.9	1.940	81.2	13.4
濃 縮 混 合 汚 泥	第 2 方式	400	14	20	19.600	3.9	2.150	94.2	21.0
			14	25	19.800	4.8	2.480	92.2	21.2
			14	30	19.400	5.2	4.300	84.8	20.8
混 合 汚 泥	第 2 方式	400	10	20	29.100	4.3	1.635	98.7	22.3
			10	25	27.600	5.0	1.640	97.5	21.1
			10	30	25.700	5.6	1.640	96.7	19.7
			14	30	13.300	3.8	2.060	89.7	14.2
			14	35	13.300	4.2	2.780	84.7	14.2
			14	40	13.300	4.6	3.110	82.1	14.2

① 余剰汚泥の濃縮

余剰汚泥の濃縮した結果を図 3.47 と表 3.15 に示す。終沈から引抜く余剰汚泥濃度がほぼ一定なため、一定給泥量で、一定サイクル時間で 4 % 以上の濃度の汚泥を得ることができた。

② 混合汚泥の濃縮

図 3.48 に Y 下水処理場の重力濃縮槽からの引抜き混合汚泥の場合の運転結果を示す。当処理場では重力濃縮槽



写真 3.3 泉北下水処理場納入の KS 2200 型

では図に示すように15000～20000 mg/ℓ程度にしか濃度を上げることができない。しかし遠心濃縮機では入口汚泥濃度が15000 mg/ℓと高いため80 %以上のSS回収率を得るには給泥量を10 m³/Hr にまで落さなければならなかった。汚泥濃度が15,000～30,000 mg/ℓと変化したため給泥時間が20分～30分の間となり、濃縮汚泥濃度も3.8～4.5 %まで変化した。しかし、汚泥濃度としては重力濃縮で1.5～3.0 %しか濃縮できない汚泥を400G程度の遠心力で3.8～4.5 %まで濃縮することができた。

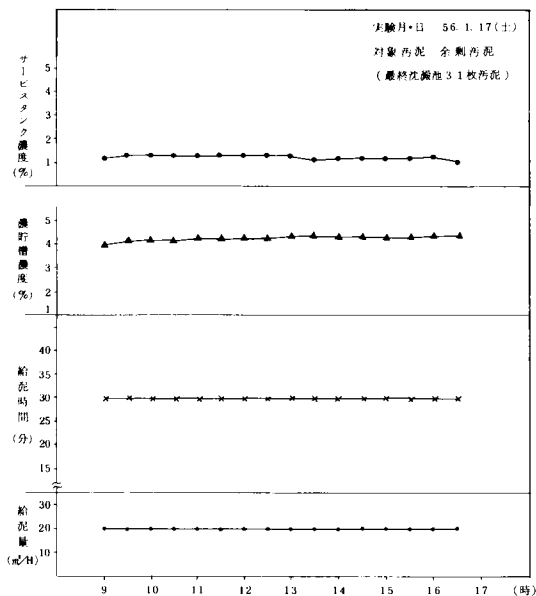


図 3.47 運転成績

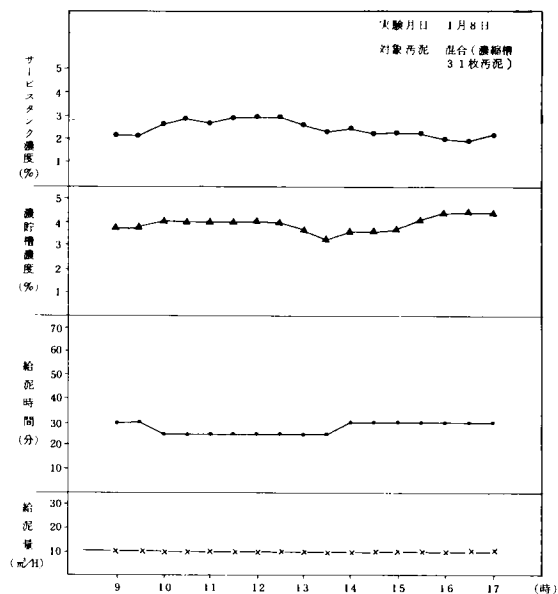


図 3.48 運転成績 (濃縮槽混合)

③ 濃縮機による処理場全体への効果

次に遠心濃縮機を入れたことによる効果を調べるため、曝気槽でのSVの経時変化を図3.49に示す。遠心濃縮機を運転するまではSV30分が80 %程度あったが、濃縮機を運転開始後、約20日でSVは30 %程度にまで減少しており、しかも現状も曝気槽でのSVが一定し、安定した運転が可能となっている。

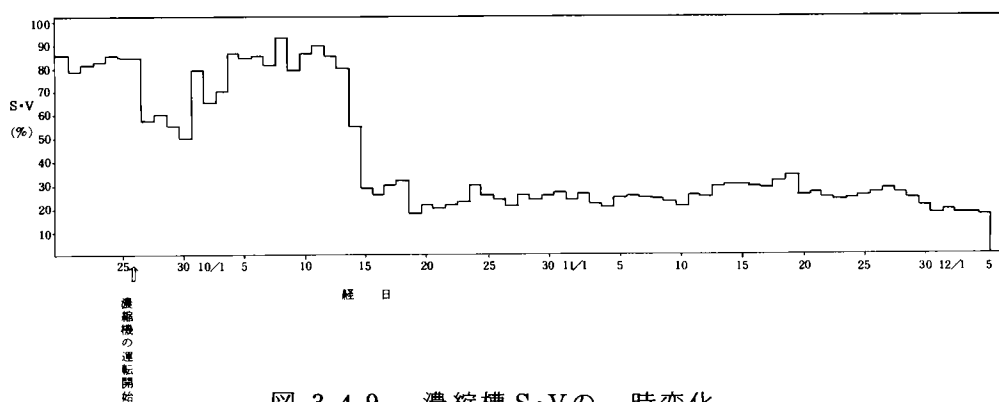


図 3.4 9 濃縮槽 S・V の 時変化

参考文献

- 1) 桑元康雄, 清水治, 内村輝美, 坂口秀世「立型バスケットタイプ汚泥遠心濃縮機の開発」クボタ技報 1978 年 vol 3 No 2
- 2) 日本下水道協会「下水汚泥の濃縮および固型化に関する研究」昭和 5 2 年度建設省, 建設技術研究補助金交付研究 1978.
- 3) 桑元康雄, 清水治, 松尾英介, 内村輝美「下水汚泥の効果的濃縮法」環境技術 vol 7 No 5 1977.
- 4) 松尾英介, 清水治, 中村一郎「下水汚泥の濃縮装置の評価」第 1 4 回下水道研究発表会講演集 P 6 3 1 昭和 5 2 年度
- 5) 坂口秀世, 清水治, 桑元康雄「汚泥濃縮装置の評価ー遠心濃縮機について」第 1 5 回下水道研究発表会講演集 P 5 6 7 昭和 5 3 年度
- 6) 東京都下水道局計画部技術開発課「大容量低 G 型遠心濃縮機の機能調査報告書」昭和 5 5 年 3 月
- 7) 坂口秀世, 福住重郎, 内村輝美「堅型遠心濃縮機について」第 1 6 回下水道研究発表会講演集 P 6 0 1 昭和 5 4 年度
- 8) 西田哲夫, 豊島金吾, 渡辺佐一郎「高速エアレーション沈殿池の余剰汚泥の濃縮性について」第 1 6 回下水道研究発表会講演集 P 5 8 7 昭和 5 4 年度
- 9) 西田哲夫, 豊島金吾, 渡辺佐一郎「高速エアレーション沈殿法の処理施設改造後における処理機能について」第 1 7 回下水道研究発表会講演集 P 2 1 8 昭和 5 5 年度

- 10) 平岡正勝, 村上忠弘, 山本攻, 小坂誉, 輔信捷三「団地廃水の 高次処理システムの設計と制御に関する研究」水処理技術 vol 16 No 4 1975
- 11) 平岡正勝, 村上忠弘, 山本攻, 堀井安雄, 石丸賢二, 清水洽「団地下水処理場の流入水の制御に関する研究」水処理技術 vol 16 No 9 1975
- 12) M. Hiraska, T Murakami K. Shimizu 「Analysis of Dynamic Response of the sewage Treatment Plant」 International Workshop on Instrumentation and Control for water and wastewater treatment and transport system 1977
- 13) 富士市下水道課「富士市吉原下水処理場改善計画概要説明書」昭和53年9月
- 14) 上山堅義「大型遠心濃縮機による下水汚泥の濃縮」汚泥研究年報 1982
P 157 環境技術研究会

第4章 濃縮プラントのエネルギー評価

以上、重力濃縮プラントの効率化と加圧浮上槽および遠心濃縮機による濃縮プロセスの効率化について述べてきたが、これら濃縮プロセスの原理、構造や操作因子の要約を表4.1に示す²⁾。また、これら濃縮プラントのテスト結果に基づいて、各濃縮方式の最終汚泥濃度を予想すると、図4.1になる。そこで、

	処 理 フ ロ ー	濃縮設備	排水方式	有機物 (%)	濃縮汚泥濃度 (%)
A 方式		重力設備	合 流	60	3
			分 流	70	2
B 方式		加圧浮上 (無薬注)	合 流	60	3.5
			分 流	70	3
		加圧浮上 (薬 注)	合 流	60	4
			分 流	70	3.5
C 方式		重力濃縮後 遠心濃縮機	合 流	60	6
			分 流	70	5

図 4.1 濃縮設備フローと濃縮汚泥濃度

処理対象人口200,000人程度の下水处理場の汚泥濃縮設備のランニングコストと、汚泥濃度を上げることによる、脱水処理設備でのエネルギー効果の検討を行った¹⁾。表4.2に各濃縮設備の比較結果を示す。重力濃縮は、従来の設計指針に基づく固形物負荷60kg ds/m²・日で設計した。また、加圧浮上濃縮と遠心濃縮は、初沈汚泥と余剰汚泥の分離濃縮とし、初沈汚泥を重力濃縮、余剰汚泥を強制濃縮として設備計算を行った。

汚泥濃度を上げることによる汚泥処理・処分のエネルギー評価は、それぞれ第2編で調質脱水設備、第3編では脱水・焼却についておこなうが、ここではその一例として脱水設備のエネルギー効果の検討を行った。汚泥濃度3%は従

表 4.1 各種濃縮法の比較一覧

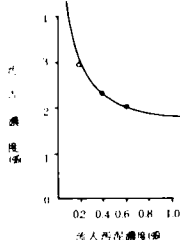
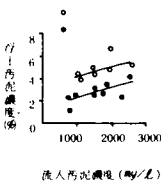
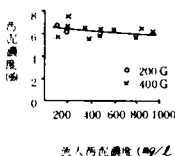
項目	設備	重力濃縮	加圧浮上濃縮	立型遠心濃縮
原 理		汚泥を8～20時間静置することにより固液分離を行い、沈降した汚泥をさらに圧縮沈降させて汚泥の濃度を上げる方法である。 ほとんどの処理場で用いられているが多くの処理場で汚泥の濃縮が悪く汚泥の貯留槽的な役割しか果たしていない。	汚泥に気泡を付着させることにより、汚泥の比重を調整し、汚泥を上部に押し上げて固液分離を行う。 さらに上部ではフロス（汚泥層）を作り重力により水分を抜いて汚泥の濃度を高める。	汚泥を400Gの場におくと固液分離を起こし、汚泥は遠心力によって4～6%程度にまで濃縮される。 この原理をスケールアップしたのが本報の立型遠心濃縮機である。
構 造		土木構造物または鋼板製の水槽の簡単な製品でよい。	土木構造物または鋼板製の水槽と簡単な製品でよい。	G値が低いため電力消費量が少なく騒音や振動の問題がほとんどない。
本体の外観		表面に汚泥が見えるため外観は悪い。	表面に汚泥が見えるため外観は悪い。	密閉構造になるため外観はよい。
本体の機械精度		製 缶 品	製 缶 品	遠心脱水機までは行かないが加圧浮上よりは精度が高い。
本体の大きさ		大	中	小
補機の種類		少	多	少
操 作 因 子		(1)固形物負荷 (2)水面積負荷 (3)濃縮汚泥引抜間隔 } SRT汚泥日令 (4)汚泥界面 (5)投入汚泥濃度	(1)固形物負荷 (2)気 固 比 (3)フロス層厚み (4)濃縮汚泥撈取方法・速度 (5)投入汚泥濃度	(1)遠心効果 (2)投 入 量 (3)投入汚泥濃度
人口汚泥濃度の 変動に対する 濃縮効果				
汚 泥 濃 度 に対する安定性		10,000mg/l 以上でも全く濃縮しないこともある。1,000mg/l でも水面積負荷の増大で濃縮せず。	流入汚泥濃度が低くなるとフロス層が不安定となり濃縮汚泥濃度は低下する。	時間設定で濃度を自由に制御できる。
季節に対する安定性		夏季に汚泥の浮上問題が生じる。	沈降性の悪い汚泥は浮上汚泥、濃度も低下する。	機械で強制的に濃縮するため、影響が少ない。
分離液の問題点		処理不安定	高分子凝集剤流出	SS濃度が500～1,000mg/lと高い。
総 合 評 価		設備的にはイニシャル、ランニングコストともっとも安く運転操作も簡単であるが、汚泥の濃縮機能がもっとも低く、安定した濃縮汚泥を得るのは不可能である。	汚泥の濃縮機能については重力濃縮よりすぐれているが、補機類が多いこと、操作因子が多いことによる運転操作が複雑である。また安定した濃縮汚泥を得るには乗注が必要となり、ランニングコストが高くなる。	汚泥濃度が低い場合にも安定した濃縮汚泥を得ることができる。また操作面でも補機類が少なく、運転管理は容易である。

表 4.2 20 Tds/日 濃縮設備維持管理費比較

方式		従来方式		分離濃縮					
項目		重力濃縮		加圧浮上		加圧浮上(案注)		遠心濃縮機	
設計条件	初沈汚泥量			10 tds/日		667 m ³ /日 (汚泥濃度: 15%)			
	余剰汚泥量			10 tds/日		1,250 m ³ /日 (汚泥濃度: 0.8%)			
	濃度	3.0%		3.5%		4.0%		4.0%	
	SS回収率	80%		80%		90%		80%	
	発生活泥量	667 m ³ /日		571 m ³ /日		500 m ³ /日		500 m ³ /日	
設備概要	重力濃縮槽	13mφ×3基		13mφ×1基		13mφ×1基		13mφ×1基	
	余剰汚泥濃縮機	—		85m ² ×2.5mH×1.5kW×2基		85m ² ×2.5mH×1.5kW×2基		20m ² /hr×4台 (内1予備)	
	案注装置	—				0.3~0.7 m ³ /hr×1式		—	
維持管理費	電気費	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額
		268.8kW/日	5,376円/日	216.5kW/日	4,330円/日	235.3kW/日	47,060円/日	237.3kW/日	47,460円/kgds
	工業用水	20円/kW	269円/tds		216.5円/tds		235.3円/tds		2,373円/tds
		43.4m ³ /日	868円/日	58.46m ³ /日	116,920円/日	58.58m ³ /日	117,160円/日	82m ³ /日	1,640円/日
	20円/m ³		43円/tds		5.846円/tds		5.858円/tds		82円/tds
	高分子凝集剤					30 kg/日	60,000円/日		
	2,000円/kg						3,000円/tds		
	ユーティリティ費	6,244円/日		16,022円/日		22,422円/日		49,100円/日	
	合計	312円/tds		801.1円/tds		1,121.1円/tds		2,455円/tds	
メンテナンス費	消耗費	1,240,000円/年	3,397円/日	3,840,000円/年	10,520円/日	4,140,000円/年	11,342円/日	4,500,000円/年	12,330円/日
	機器費 2~3%/年		169円/tds		526円/tds		567円/tds		616円/tds
	維持管理費	96.41円/日		170.74円/日		235.56円/日		61.43円/日	
	円/tds	482円/tds		8,537円/tds		11,778円/tds		3,072円/tds	

表 4.3 20Tds/日濃縮汚泥濃度に対する加圧脱水設備の維持管理費比較

方式		従来方式		分離濃縮		混合汚泥濃縮	
項目							
設計条件	汚泥濃度	3%		4%		5%	
	処理汚泥量	667 m ³ /日		500 m ³ /日		400 m ³ /日	
	ろ過速度	2.5 kgds/m ² /hr		3.5 kgds/m ² /hr		5 kgds/m ² /hr	
	塩化第2鉄添加率	10%ds		7%		7%	
	石灰添加率	60%		35%		20%	
設備概要	ケーキ含水率	67%		65%		63%	
	重力濃縮	13mφ×3基		13mφ×1基		13mφ×3基	
	余剰汚泥濃縮			20m ² /hr×4台 (内1予備)		13m ² /hr×5台 (内1予備)	
	脱水機	120m ² ×5台 (内1予備)		120m ² ×4台 (内1予備)		120m ² ×3台 (内1予備)	
		使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額
維持管理費	電気費	1,979kWh/日	39,580円/日	1,202kWh/日	24,040円/日	632kWh/日	12,640円/日
		20円/kW	1,980円/tds		1,202円/tds		632円/tds
	工業用水	1,085m ³ /日	21,700円/日	770m ³ /日	15,400円/日	504m ³ /日	10,080円/日
		20円/m ³	1,085円/tds		770円/tds		504円/tds
	消石灰	12t/日	360,000円/日	7t/日	210,000円/日	4t/日	120,000円/日
		30円/kg	180,000円/tds		105,000円/tds		60,000円/tds
	塩化第2鉄	37m ³ /日	107,300円/日	26m ³ /日	75,400円/日	26m ³ /日	75,400円/日
		29円/kg	5,365円/tds		3,770円/tds		3,770円/tds
	ユーティリティ費	528,580円/日		324,840円/日		218,120円/日	
	合計	264.29円/tds		162.42円/tds		109.06円/tds	
メンテナンス費	処分費	120t/日	600,000円/日	95t/日	475,000円/日	80t/日	400,000円/日
	5.000円/kg		3,000円/tds		2,375円/tds		2,000円/tds
	消耗費 3布	18,000,000円/年	138,082円/日	13,000,000円/年	130,140円/日	9,000,000円/年	115,070円/日
	機器費×2~3%/年	32,400,000円/年	6,904円/tds	34,500,000円/年	6,507円/tds	33,000,000円/年	5,753円/tds
	メンテナンス費	738,080円/日		605,140円/日		515,070円/日	
	合計	369.04円/tds		302.57円/tds		257.53円/tds	
維持管理費		1,266.66円/日		929.98円/日		733.19円/日	
	円/tds	633.33円/tds		464.99円/tds		366.60円/tds	

来の重力濃縮方式，4％は初沈汚泥と余剰汚泥との分離濃縮，5％は，混合汚泥の強制濃縮である。脱水機の機種を検討は，次回の脱水設備のエネルギー効率化で検討するとし，ここでは加圧脱水機に対して実施した。この結果を表4.3に示す。強制濃縮設備を増設することにより，濃縮設備費は増加するが，脱水設備でろ過速度の増加により，脱水機の台数を減らすことができるため，イニシャルコストの増加は，それほど大きくならない。一方，ランニングコストは脱水時間の短縮と薬品量の減少により，大巾に節約することができる。

このように汚泥濃度を上げることは，汚泥処理に於いては最も大きなエネルギー効率化を行うこととなる。そのため今後，重力濃縮の再検討と強制濃縮機の低コスト化の研究を進めて行く必要がある。

参考文献

- 1) 平岡正勝，清水治「各種濃縮設備のエネルギー効率化」汚泥研究年報
1982 環境技術研究会
- 2) 清水治，内村輝美，松尾英介「下水汚泥の濃縮設備の評価」環境創造 80/8

第2編 調質脱水プラントのエネルギー効率化

緒 言

汚泥の脱水に際しては通常、濃縮工程を前置して後に続く脱水効率を高める。たとえば、真空脱水機に於ける下水生汚泥の滲過速度 L [$\text{kg}(\text{ds})/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$] と汚泥濃度 C [固形物%] の間に $L = 3.95C + 3.22$ なる関係があり、明らかに予備濃縮の有用性が認められる。³⁾

前述したように濃縮にも各種の方法があるが、通常下水汚泥は有機物含有率が 60 ~ 80% と高く、濃縮、脱水が困難である。難脱水性の汚泥を処理する場合、適当な前処理を施して、脱水性の改善をはかる。代表的な汚泥の調質方法として、(1)水洗法、(2)薬品添加法、(3)熱処理法、(4)凍結融解法などがある。

(1)の水洗法は、固液分離法を阻害するコロイド状物質の除外、ならびに(2)の薬品添加法と併用する場合の添加薬品量の節減を目的としたものである。

(2)の薬品添加法は最も一般化された前処理法である。使用される薬品には工業用石灰（多くはカーバイト滓）、塩化第二鉄、硫酸第一鉄、ときにはフライアッシュやオガクズなどがあるが、最近コスト的にも実用性のある高分子凝集剤や脱水助剤が開発され、市販されるようになってきた。特に従来その処理が最も困難とされていた余剰活性汚泥も、高分子凝集剤と高速型遠心脱水機やベルトプレス型脱水機との組合せにより、処理する技術が確立された。

(3)の熱処理法は汚泥中の親水性コロイド状物質の熱的加水分解によって脱水性を高める有効な方法である。従来の高温法では、圧力 10 ~ 15 kg/cm^2 、温度 190℃、以上の反応条件を必要としたことから多くの問題が指摘されていたが、最近、反応缶に直接空気を吹き込むことにより温度 145 ~ 165℃、圧力 10 kg/cm^2 以下の反応条件で汚泥の脱水性を改善する低温加圧方法が出現し薬剤をまったく用いない熱処理方法が再注目されている。⁴⁾

(4)の凍結融解法は放射性汚泥などの脱水処理に適用されているが、気候風土が適当な場合とか安価な冷熱源、LNG の気化潜熱の有効利用がはかれる場合に利用しうる特殊汚泥処理法と考えられる。⁵⁾

ここでは汚泥処理の中心とも言うべき脱水に注目し、第 1 章では無機凝集剤を用いての調質効果と真空脱水および加圧脱水の操作因子と脱水の効率アップの

研究を行った。まだ、第2章では石油化学の発達により安価に入手できるようになった、高分子凝集剤による調質効果とこの高分子凝集剤の開発により、下水汚泥の脱水に用いられだした遠心脱水機と、最近省エネ形脱水機として注目されているベルトプレス型脱水機の操作因子の解析と下水汚泥を用いての脱水実験結果を述べる。第3章ではこれら薬品添加による問題を解決する無薬注脱水法として開発した低温加圧熱処理法の原理と処理システムについての研究を行った。

- 1) 篠本敬三「用廃水処理によって生成したスラッジの処理・処分について」
環境技術 vol 1 No. 1 (1972)
- 2) 平岡正勝「スラッジの処理・技術と装置」化学工学協会編，昭和53年10月20日 培風館
- 3) 衣笠美弘，河杉忠昭，清水治「食品・廃水処理における汚泥処理について」
I New. Food Industry Vol 3 No.1
- 4) 清水治，戸田一郎，平岡正勝他「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理」
用水と廃水 Vol.17 No.2 (1975)
- 5) 松村隆，衣笠美弘，戸田一郎「都市汚泥の凍結脱水処理」水処理技術
vol 13 No.5 (1972)

第1章 無機凝集剤による下水汚泥の調質脱水の効率化

従来、下水汚泥は濃縮後嫌気性消化である程度の有機物の分解と脱水性の調質を行ない、その後脱水機で処理されていたが、最近の下水処理では消化槽の用地問題より直接脱水機で処理するケースが多くなった。この脱水機は、昭和40年代までは真空脱水が主流を占めており、脱水調質用の添加剤として工業用石灰・塩化第二鉄・硫酸第一鉄・おがくずなどが単独または二種以上の併用で用いられていた⁽¹⁾。そこでこの室内テスト機における石灰と塩化第二鉄による凝集と脱水性のテスト結果とベンチスケールの真空脱水機による脱水条件の決定と効率運転の解析を行った。

第1節 真空脱水機による下水汚泥の脱水

1.1 実験装置と実験方法

真空脱水の実験には、前述のヌッチェテストの外に汙布の選定のために用いるリーフテスト機とベンチスケール真空脱水機とを用いた。⁽²⁾ 一方、ヌッチェテストの結果が実際の脱水機でどのような成績になるかを知るため表1.1に示す真空脱水のテスト機を用いた。真空脱水の特徴は図1.1にみられるようにエンドレスの汙布が汙滓剥離後、規則的にその両面を高水圧によって強制水洗され、常に良好な処理が行えるようになっており、汙過効率を一定に保つことである。また、真空脱水機の場合、2mm前後の厚さのケーキであっても、エアブローやスクレーパーによる機械的剥離法を併用しなくても、ケーキディスチャージ用のローラー部の急激な曲率径の変化によって自然剥離が可能であり、従来の回転式真空脱水機では処理

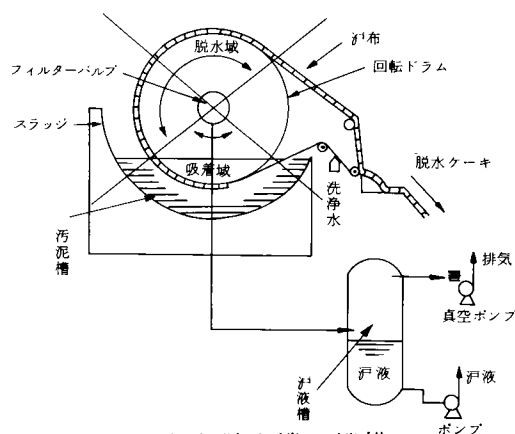


図 1.1 真空脱水機の機構

が困難とされていたスラッジに対しても適用することが可能である。⁽⁴⁾

さて真空脱水機で汚泥スラッジを処理する場合，種々の要因が処理成績に関係する。たとえば次に示すものがそれである。

表 1.1 ベンチスケール真空脱水機の仕様

項 目	数 値
外 形 寸 法	1.5 × 1.8 × 2.0 m
ド ラ ム 寸 法	500 Ø × 287 L (352ℓ) 全巾
有 効 戸 過 面 積	0.45 m ²
ド ラ ム 回 転 数	0.1 ～ 1.0 r p m
ア ン デ ー タ ー 往 復 数	20 c / min
レ シ ー バ ー タ ン ク	350 Ø × 600 ℓ
真 空 調 整 槽	570 Ø × 900 ℓ
真 空 ポ ン プ	方式：油回転式
	最大風量 0.7 m ³ /min
	最大真空圧 759.8mmHg

- (1) 汚泥濃度を適正に保つ。
- (2) 適切な前処理を行う。
- (3) フィルタータンク内の汚泥
を常に均一にしておく。
- (4) フィルタータンク内の汚泥の水位を一定に保つ。
- (5) 適正な戸布を用いる。
- (6) 戸布の洗浄を十分に行う。
- (7) 真空圧力を適正に保つ。
- (8) 脱水機ドラムの回転速度を適正に保つ。

1.2 対象汚泥の性状⁽⁵⁾

下水汚泥の性状は土地の事情，処理区域の環境，季節的な因子等によっ

て変動するが、今回実験の対象としたA処理場およびS処理場の生汚泥の性状を表1.2に示す。いずれも合流式である。

A処理場の場合、pHが可成り低い、これは、酸性工場廃水の混入が大なるためである。また、S処理場の場合も多種の工場廃水が相当混入している。なお、汚泥濃度を総固形物濃度で示したが、いずれの汚泥の場合にも、溶解性物質の濃度は0.09～0.39%、平均0.18%程度のものであり、平均総固形物濃度であらわすことにした。

次に、これら汚泥の脱水性についてみるならば、平均比抵抗で $100 \sim 400 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ と通常の真空脱水機による処理は不可能である。井出はオリバー型の真空脱水機を用いる場合の限界比抵抗値を $7 \times 10^{11} \text{ m/kg}$ (約 $7 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$)であることを報告している。従って真空脱水機で処理するためには、いずれにしても適当な調質が必要となる。

表 1.2 下水生汚泥の性状

処理場	区 分	p H	色 相	臭 気	含水率 (%)	総固形物 (%)	平均比抵抗 (sec^2/g)
A 処 理 場	P・S	5.6	黒 色	タ ー ル 性下水臭	94.8	5.2	360×10^7
	P・S	5.8	黒 色	タ ー ル 性下水臭	94.1	5.9	163×10^7
	P・S	5.8	黒 色	タ ー ル 性下水臭	92.7	7.3	108×10^7
	P・S	5.8	黒 色	タ ー ル 性下水臭	95.2	4.8	290×10^7
S 処 理 場	P・S	7.3	黒褐色	アルコール性下水臭	95.2	4.8	167×10^7
	P・S	7.0	黒褐色	アルコール性下水臭	96.6	3.4	232×10^7
	P・S	7.0	黒褐色	アルコール性下水臭	95.5	4.5	181×10^7
	P・S	—	—	—	95.6	4.4	—
	S・S	7.1	灰褐色	アルコール性下水臭	96.9	3.1	389×10^7
	S・S	—	—	—	97.4	2.6	—
	M・S	7.	黒褐色	アルコール性下水臭	96.5	3.5	415×10^7
	M・S	—	—	—	95.6	4.4	—

P・S 最初沈殿池汚泥 S・S 最初沈殿池汚泥（活性余剰汚泥）
M・S 混合汚泥……P・S：S・S = 13：8 の乾物比で混合したもの

1. 3 薬注添加条件の検討

A 処理場の最初沈殿池生汚泥を用いて薬品添加率の予備検討を行った。前処理はビーカーに 200 ml の汚泥をとり、前記 2 薬品をそれぞれ乾物基準添加率で添加し、ジャーテスターで約 5 分間 180r.p.m で攪拌して行った。なお、石灰は乾式で塩化第二鉄は 15% 溶液として添加した。得られた結果を図 1. 2 に示す。これより石灰添加率が 10～20 % で平均比抵抗 r は急激に減少すること。塩化第二鉄は 2 % 以上添加しても効果が少ないこと等が推定できる。

薬品添加は予備実験の結果および文献等の報告値から生汚泥処理の場合、乾物基準添加率で塩化第二鉄 2～6 %，石灰 15～40 % が実用範囲であることを推定できたが、さらに具体的な薬品添加率と添加順序等をも併せ検討すべく、以下に報告する一連の実験的究明を実施した。なお、実験の計画ならびに結果の解析には実験計画法の手法を用いた。

1. 3. 1 A 処理場最初沈殿池汚泥の場合

表 1. 3 に生汚泥の脱水性に影響を与えと考えられる因子とその水準を示す。

表 1. 3 脱水性に関与すると考えられる因子とその水準

因 子	第 1 水準	第 2 水準	第 3 水準	第 4 水準
汚 泥 濃 度 (%) A	4. 8	7. 3		
薬品添加順序 B	塩化鉄先	石 灰 先		
石 灰 添 加 率 (%) C	10	15		
塩加率添加率 (%) D	0	2	4	6

ここに示した因子および水準はあくまでも実用性を中心として設定したものであり、求める主効果および交互作用の有意性の判定も次に示すものに限った。

即ち、

主 効 果 A, B, C, D

交互作用 A×C, B×C, C×D

がそれである。なお、特性値としては汚泥の脱水性を最も良くあらわすと考えられる前述の平均比抵抗 r を用いた。この特性値を用いて通常の手法によって分散分析を行った。この結果主効果 C, D 及び交互作用 C×D が結果に有意な影響を与えることがわかった。この関係を図示したものが図 1.3, 図 1.4 および図 1.5 である。

これらを要約すると次のようになる。

- 1) 実験に使用した汚泥の場合、濃度が高くその脱水性は濃度にとってあまり影響されない。
- 2) 薬品添加順序に有意差はなかった。
- 3) 石灰の添加率は脱水性に有意な影響を与える。
- 4) 塩化第二鉄の添加率も同様である。
- 5) 汚泥濃度と石灰添加率の間には有意な関係はない。
- 6) 薬品添加順序と石灰添加率の間にも同様のことが言える。
- 7) 脱水性と石灰及び塩化第 2 鉄の添加率の間には図 1.5 の関係が認められる。

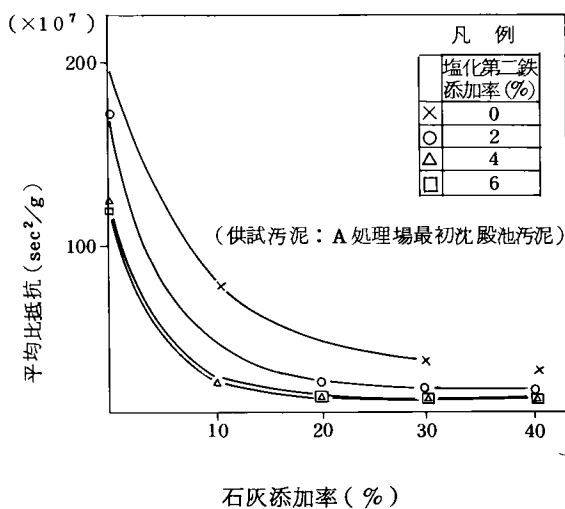


図 1.2 薬品添加による脱水性の変化

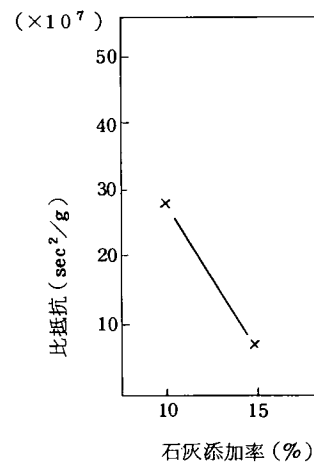


図 1.3 石灰添加の脱水性に及ぼす影響

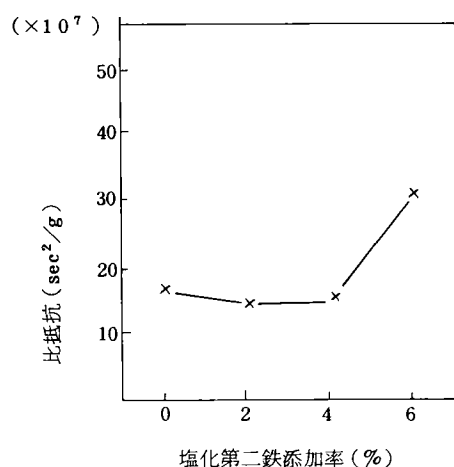


図 1.4 塩化第二鉄添加の脱水性に及ぼす影響

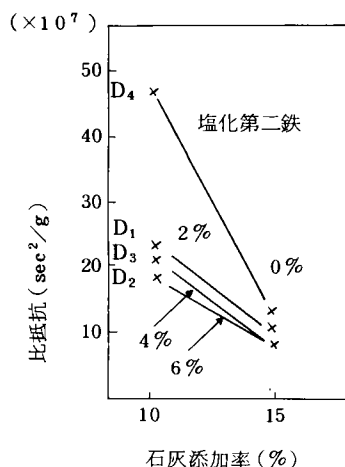


図 1.5 石灰ならびに塩化鉄添加の脱水性に及ぼす影響

1.3.2 S 処理場混合汚泥の場合

混合汚泥とは先に述べた如く最初沈殿池汚泥と最終沈殿池汚泥（余剰活性汚泥）を混合したもので、今回の実験ではその混合比を乾物基準で 13 : 8 にしたものを試料として用いた。

実験の手法は a, b と同様である。表 1.4 に脱水性に影響を与えると考えられる因子とその水準を示す。

表 1.4 脱水性に関与すると考えられる因子とその水準

因子 \ 水準	第 1 水準	第 2 水準	第 3 水準	第 4 水準
汚 泥 種 別 A	最初沈殿池汚泥のみ	初沈汚泥 + 余剰汚泥		
薬品添加順序 B	塩化鉄先	石 灰 先		
塩化鉄添加率 (%) C	2	4		
石灰添加率 (%) D	5	10	15	20

以上の結果から A と D の主効果のみが脱水性に有意な影響を与えていることが推定される。この関係を図 1.6 および図 1.7 に示す。

これらの結果を要約すると次のようになる。

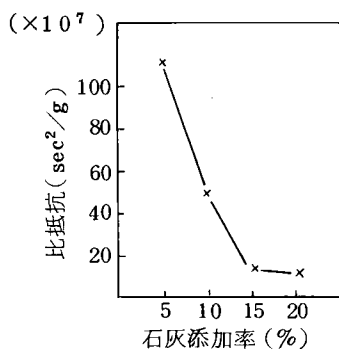


図 1.6 石灰添加による比抵抗の変化

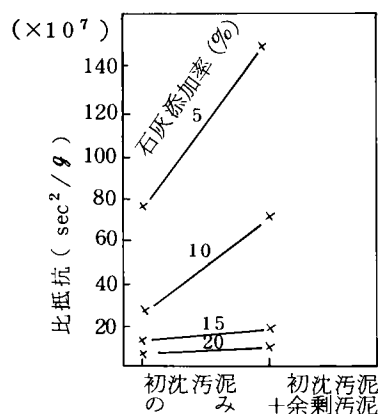


図 1.7 余剰汚泥添加による脱水性の変化

- 1) 余剰汚泥を加えた混合汚泥としたときは、最初沈殿池汚泥を単独で脱水するよりも脱水が困難になる。
- 2) 石灰の添加率は、脱水性に有意な影響を与える。
- 3) 薬品添加順序に有意な差はなかった。

1.3.3 前処理に関する考察

下水生汚泥を直接脱水する場合、薬品添加をとまなう至適前処理法の確立並びに後述の至適ろ布の選定があげられる。A 処理場最初沈殿池汚泥、S 処理場混合汚泥を用いて一連の前処理に関する実験的検討を行ったが、その結果、最初沈殿池汚泥についてみるならば A 処理場も、S 処理場のそれもほぼ同様の前処理条件で脱水性の向上、改善が可能ながわかる。即ち、石灰を乾物基準で 15%，塩化第二鉄を 2% 添加することによって平均的比抵抗は $10 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ 程度に調整することができる。

混合汚泥についてみるならば、図 1.7 にみられるごとく最初沈殿池汚泥単独の場合よりもその調整が困難ではあるが、石灰を 20% 程度添加すれば混合汚泥の平均比抵抗も $10 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ 附近まで低下させることができる。

従って今回特に試料として用いた A 処理場および S 処理場の両汚泥にあっては、これを直接真空脱水機によって脱水処理する場合の前処理としては、石灰を 15～20%，塩化第二鉄を 2% 添加する。この時の添加率は処理する汚泥濃度に対応させる。

薬注順序もいずれの薬品を添加しても結果に有意な差が生じないことから

薬品混和槽の構造に若干の考慮を払えば単一槽で前処理は達成できる。

1.4 ろ布に関する検討

汚泥を真空脱水機で処理する場合，その効率はさまざまな要因によって影響される。その代表的なものに前章でとりあげた前処理の条件以外に，ろ材即ちろ布の選定に関するものがある。ろ布に要求される性質としては，物理的，化学的強度が大で，かつ安価であることも，もちろん重要ではあるが，回転式ドラム型真空脱水機の性能を最大限発揮せしめるためには，生成ケーキの剝離性およびSS回収性も極めて重要である。

今回の実験では市販されている各種ろ布の中から特にナイロン系10種，ポリプロピレン系4種，ポリエチレン系5種，ポリエステル系2種の計26種の化繊ろ布について処理効率および剝離性を中心としてリーフテストおよびベンチスケール真空脱水機によってろ布の選定実験をおこなった。参考までに表1.5に合成繊維の性質を示す。

表 1.5 合成繊維の性質

ろ布の種類 項目	酢酸 ビニール系 (ビニロン)	ポリアミド 系 (ナイロン)	ビニリ デン系	塩化 ビニール系	ポリエ ステル 系	エチレン系	プロピレン系	c f 木 綿
引張強度 (耐摩耗性)	2～8	4～7	1～3	2～5	4～8	4～9	5～7	3～5
伸びの回復率 (弾性回復)(%)	70～98	98～100	98～100	60～85	95～100	85～97	95～98	45～75
水分率(%)	3～5	4～5	0	0	0.4～0.5	1～2	0	
含水率(%)	10～12	8～9	0～0.1	0.3	0.6～0.7	0.2	0.01	24～27
軟化点 (熱の影響)(℃)	220～230	180	150～180	200～210	238～240	105～115	150～150	120(変化)
耐アルカリ性	有	有	有	有	弱	有	有	弱
商 品 名	クレモナ ミューロン	東レ ナイロン 東レ ナイロン	クレハロン サラシ	テビロン	東レ テトロン 帝人 テトロン	ハイ ゼックス パインレE	東レ・パイレン 三菱・パイレン 東洋紡・パイレン 旭化成・ポリプロ	

1.4.1 リーフテストによるろ布の選定実験

実験は，リーフテスト機を用いておこなった。試料としては，A処理場およびS処理場の各最初沈殿池汚泥および混合汚泥を用いた。実験条件としては，

滲過面積 50 cm² のリーフに前記の各種ろ布を装置し、脱水機の運転条件に近い状態でその優劣を検討すべく真空度 500 mmHg、想定ドラム回転速度 0.15 ～ 0.30 rpm を採用した。なお、前処理の条件としては前章で得た結果を採用した。即ち、乾物基準添加率で石灰 15 % および塩化第二鉄 2 % である。結果の整理は次式によっておこなった。即ち、単位生成上ケーキ量 L、単位ろ液量 V、および単位処理汚泥量 S T V はそれぞれ次式によって算出した。

$$L (\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}) = - \frac{CA \cdot K}{A} \times 600 \dots\dots\dots (1-1)$$

$$V (\text{l/m} \cdot \text{hr}) = \frac{V_o \cdot K}{A} \times 600 \dots\dots\dots (1-2)$$

$$STV (\text{l/m}^2 \cdot \text{hr}) = L + V \dots\dots\dots (1-3)$$

A : リーフ面積 (cm²) CA : ケーキ生成量 (g)

V_o : ろ液量 (ml) K : 想定ドラム回転数

S 処理場の混合汚泥を用いた結果を表 1.6 に示す。

表 1.6 リーフテストの結果 (S 処理場混合汚泥)

汚泥の種類	ろ布の種類	想定ドラム回転数 (rpm)	汚泥処理量		生成ケーキ量		S・S 回収率 (%)	ケーキ厚 (mm)	剥離性
			湿潤 (l/m ² ・hr)	乾物 (kg/m ² ・hr)	湿潤 (kg/m ² ・hr)	乾物 (kg/m ² ・hr)			
混合汚泥	N Y- 90	0.15	295.4	14.9	34.2	10.4	71.1	2	A
	N Y-120B	"	267.3	13.5	39.2	11.6	86.2	2	A
	S A- 201	"	258.6	13.0	37.2	11.6	89.2	2	B
	N Y- 90	0.30	512.3	25.8	61.6	17.7	68.4	3	A
	N Y- 201	"	310.6	15.6	53.3	15.4	98.1	3	B
	N Y-120B	"	419.4	22.2	60.2	17.8	80.4	3	A
	S A- 201	"	377.9	19.0	51.9	16.2	85.2	3	B

脱水機にろ布を装填して、実際処理を行う場合、ろ布の選定を誤ると、実用的な S S 回収率が得られなかったり、生成ケーキの剥離性に起因してろ布に目詰まりを生じ、次第に水洗による再生が困難となり、遂には処理不能と言った状況に立ち到ることがある。今回の実験では特にこの点の重要性を考慮してリーフテストに際しては生成ケーキをスパークルで剥離した後、水

洗することなく、直ちに次のリーフテストに用い、この時の剝離状況、生成ケーキ量、ろ液量を測定したケーキの剝離性については、次の基準を設定して整理した。

A 剝離が極めて良好なもの

A' リーフ周辺部に若干残るもの

B スーパーテルをあてた部分のみ剝離し、他は残るもの

C 剝離しないもの

回転式真空脱水機にあつては生成したケーキが連続的に剝離されることが必須条件となっており、この観点からみるとろ布に要求される性質としてまずケーキの剝離性があげられる。表 1.6 の結果にみられるように同じ試料を用いてリーフテストを行っても各ろ布ごとにその剝離性は顕著にことなりろ布選定基準としては欠くことのできない検討事項と考えられる。

以上の結果、ろ布の選定をさらに厳密な条件でおこなうべくベンチスケール真空脱水機による実験をおこなった。

1.4.2 ベンチスケール真空脱水機によるろ布の選定実験

リーフテストは個々のろ布を用いた場合の脱水成績を知る上に極めて有効な手段である。即ちろ過条件（圧力、回転速度等）を任意に設定することが可能で得られた結果から当該汚泥の脱水性や汚泥処理量等を推定することができる。しかしながら、回転式真空脱水機の機能を満足に維持するためには先にも述べたごとく供試ろ布に対するケーキの剝離が十分行われなければならないが、リーフテストにあつてはケーキの剝離を人為的に行うために剝離に関しては、あくまで定性的かつ経験的に判定せざるを得ない欠点がある。また実際プラントにあつてはろ布にかかる引張力、およびそれとともなうろ布ののび具合等が各々のろ布の脱水性に直接、間接に関与するためにリーフテストで得た結果を直ちに実際プラントでの再現に結びつけるのは、早計と考えられる。

こうした観点から本実験では先のリーフテストの結果をもとに一応実用に供しうると考えられるろ布ならびに同質繊維でメッシュあるいは織り方の異なるろ布等を対象に表 1.1 のベンチスケール真空脱水機を用いた実験を

おこなった。テスト結果の代表例として S 処理場の混合汚泥に関する実験結果を表 1.7 に示す。なお、剥離の判定基準はリーフテストに準拠した。

表 1.7 ベンチスケールベルトフィルターによる実験結果Ⅳ)
(供試汚泥 S 処理場混合汚泥)

ろ 布	汚泥 濃度 (%)	混 合 比 ($\frac{\text{全剰汚泥 T.S.}}{\text{初沈汚泥 T.S.}}$)	ドラム 回転数 (rpm)	薬品添加率 (%)		ろ 過 効 率		SS 回収率 (%)	ケーキ 厚 (mm)	剥離
				FeCl ₃	Ca(OH) ₂	湿 潤 ($\frac{\text{kg-cake}}{\text{m}^2 \cdot \text{hr}}$)	乾 物 ($\frac{\text{kg-ds}}{\text{m}^2 \cdot \text{hr}}$)			
NY-90	2.3	0.72	0.3	2.6	19.2	65.7	12.1	82.7	2	A'
NY-120B	2.9	1.0	0.3	2.1	15.7	73.3	14.6	74.4	1~2	C
SKI-1000	3.2	0.50	0.2	2.5	18.5	86.6	15.6	90.1	2	A'
	2.9	1.10	0.3	2.1	15.7	70.3	13.7	87.4	2	A'
SA-201	2.3	0.72	0.3	2.6	19.2	59.5	12.7	88.8	2	A'
	2.9	1.10	0.3	2.1	15.7	54.3	11.6	91.2	2~3	A'
	1.5	2.42	0.3	4.0	45.0	55.5	10.5	83.3	1~2	B
EM-201	3.2	0.50	0.2	2.5	18.5	88.5	17.5	92.4	3~4	A
	1.3	1.70	0.2	4.6	34.6	50.6	8.9	91.3	2	A
	1.3	1.70	0.25	4.6	34.6	28.0	4.9	89.0	2	A
	3.3	0.23	0.3	1.9	14.0	98.8	19.4	96.2	2	A
	1.5	2.42	0.3	1.0	45.0	125.3	25.0	94.6	1~2	B

ベンチスケール真空脱水機による実験に供した汚泥は表 1.2 に示す汚泥の性状から A 処理場最初沈殿汚泥の濃度を一様に 6 % とみなし、先に検討した汚泥に対する至適薬品添加率すなわち、汚泥固形物あたり工業用石灰 15 %, 塩化第二鉄 2 % を各々、塩化第二鉄、石灰の順に添加したが供試汚泥に対する前処理が適正におこなえておれば剥離の状態について各ろ布間の差を明確にし難いので、A 処理場汚泥の場合の薬品混合条件は 1,500 rpm の攪拌機を連続的に作動させ、この攪拌槽より脱水機のトラフに直接給泥して実験をおこなった。これにより汚泥は微細化され、各ろ布間の剥離状況の差が極めて明確になった。しかし、S 処理場の場合は 1,500 rpm 5 分間の混和にとどめ、これを実験に供した。なお、実験中のろ布の水洗条件は A 処理場の場合、57 l/min・m、S 処理場の場合は 18 l/min・m であり真空度はいずれ

の場合も $-500 \sim -525 \text{ mmHg}$ に調整した。

ベンチスケール真空脱水機による脱水処理成績から剥離のみに着目すると A 処理場最初沈殿池汚泥に対しては NY-60, NY-70, NY-90, NY-120B, PE-100 が他のろ布に較べて優れており, S 処理場の汚泥については, EM-201 が優れている。しかしながら, 実験条件, 特に供試汚泥濃度が同一でなく, これにともなう前処理条件も異なってくるので一概にこの成績をもって, 当該汚泥に対する至適ろ布を選定することは早計と考えられる。すなわち, 供試汚泥がいかなる条件であっても良好なる剥離性を有し, 処理量が大きく, かつ回収率が高い成績を示すろ布としての性質をかねそなえていることになる。

1.5 ベンチテスト機による脱水に関する操作因子

1.5.1 脱水処理に関する因子

汚泥を真空脱水処理する場合, さまざまな要因が処理効率を左右する。これらの要因の中には, 運転条件として人為的にコントロールが困難なものもあるが, 今, 一応コントロールが可能と考えられるものを列挙すると,

1. 汚泥濃度を適正に保つ
2. 至適前処理を行う
3. トラフ内の汚泥を常に均一にしておく
4. トラフ内の泥位を一定に保つ
5. 適正ろ布を用いる
6. ろ布の洗滌を十分に行う
7. ろ過機ドラムの回転速度を適正に保つ

等が考えられる。

このうち, 機械的要素の大きい 3・4・6・7 を除けば 1・2・5 についての検討が必要となり 5 については先に選定をおこなっているもので, ここでは特に 1・2 についてのマッチテストの結果を再確認するためにベンチスケール真空脱水機による実験をおこなった。

1.5.2 至適前処理に関する確認実験および考察

マッチテストの結果, 実験に供した汚泥に対する薬品添加率はいずれも

汚泥固形物あたり塩化第二鉄 2 %, 石灰 15 % が至適であり, 特に塩化鉄はそれ以上多く添加するとかえって逆効果のあること, および薬品添加順序も有意な影響を与えないことが判明しているが, この結果をベンチスケール真空脱水機で確認するための実験をおこなった。

実験は, A 処理場最初沈殿池汚泥を対象とし, 薬品添加率は汚泥固形物あたり塩化第二鉄を 2 %, 石灰添加率を 5, 10, 15, 20 % としたときの脱水処理成績ならびに薬品添加順序を塩化鉄→石灰, 石灰→塩化鉄および石灰, 塩化鉄の同時添加としたとき, 成績を比較するものとした。この場合, 汚泥と薬品の混和条件は, 実際処理を勧案し, 薬品添加後 5 分間混合したものを前処理済み汚泥とし, これを必要に応じ, トラフに供給するものとした。なお, 使用ろ布は, 先に選定した NY-90 を用いた。

これらの結果を表 1.8 および表 1.9 に示す。表 1.8 より石灰の添加率が

表 1.8 石灰添加のろ過効率に及ぼす影響

石灰添加率 (%)	汚泥濃度 (%)	ろ 過 効 率		SS回収率 (%)	ケーキ厚 (mm)	剥 離 性
		湿 潤	乾 物 kg-cake /m ² ・hr			
5 %	2.4	29.4	5.5	91.8	1	A'
10 %	4.7	36.5	7.5	93.3	1~2	A'
	3.0	33.3	6.9	92.7	1~2	A'
	平均	34.9	7.2	93.0	1~2	A'
15 %	6.2	46.7	14.0		2	A
	6.2	49.9	16.9		2	A
	平均	48.3	15.5	95.8	2	A
20 %	6.2	54.3	16.8		2	A

塩化第二鉄添加率 20 %

ドラム回転数 0.3 rpm

供試ろ布 NY-90

10%以下になると剥離が悪化すると同時にろ過率も実用性にとばしいものとなり、また逆に石灰添加率が15%以上になった場合には、みかけの処理量は増大するが結局、薬品添加によるケーキ量の増大程度にとどまり、あまり有効なものとはならない。このことから至適薬品添加率としては、A処理場最初沈殿池汚泥の場合、塩化第二鉄2%、石灰15%の値が得られたが、この値はマッチテストの結果と一致した。また、薬品添加順序については文献にみられるごとく一般にはいずれかの薬品を先に添加する方が経済的に脱水処理できることが報告されており概ね塩化第二鉄を先に入れる方が合理的とされているが、表1.9に示すごとく今回の実験に供された汚泥については、薬品添加順序による差はベンチスケール真空脱水機による実験においても、ほとんど認められなかった。

表 1. 9 薬品添加順序のろ過効率に及ぼす影響

薬品添加順序	汚泥濃度 (%)	薬品添加率 (%)		ろ 過 効 率		SS回収率 (%)	ケーキ厚 (mm)	剥離
		FeCl ₃	Ca(OH)	湿 潤 kg-cake /m ² ・hr	乾 物 kg-ds /m ² ・hr			
石灰→塩化鉄	6.2	1.9	14.5	61.1	21.2		3～4	A
	6.2	1.9	14.5	45.5	15.1		3	A
	5.4	2.2	16.7	43.8	13.3		3～4	A
	5.4	2.2	16.7	46.4	14.5		2～3	A
	平均	2.1	15.6	49.2	16.2	97.9	2～4	A
塩化鉄→石灰	6.2	1.9	14.5	60.8	21.0		3～4	A
	6.2	1.9	14.5	50.1	17.6		3	A
	5.4	2.2	16.7	41.1	13.5		2	A
	5.4	2.2	16.7	40.5	13.2		2	A
	平均	2.1	15.6	48.1	16.3	98.8	2～4	A
同 時	4.1	2.9	21.9	52.5	18.1	98.3	2～3	A

供試汚布 NY-90

ドラム回転数 0.3 rpm

1.5.3 汚泥濃度と混合比について

a. 汚泥濃度

汚泥を脱水処理する場合，供給汚泥濃度は5～10％に濃縮して行うのが普通であり，また至適前処理を行う場合にも汚泥濃度の適正な維持管理が望ましいことは云うまでもない。しかしながら実際処理においては，濃度の変動はやむを得ないものと考えられるが，汚泥濃度はろ過効率ときわめて密接な関係にあり，これを軽視することはできない。これまでおこなったベンチスケールベルトフィルターによる処理成績についてみると図1.8，図1.9を得る。

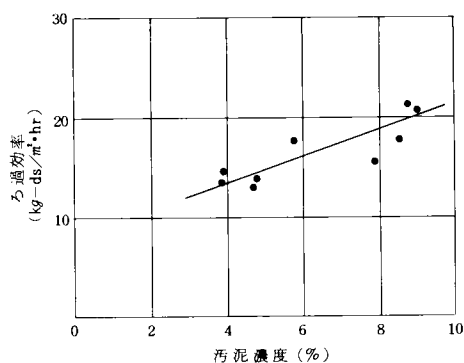


図 1.8 汚泥濃度とろ過効率 (I)
(A 処理場最初沈殿池汚泥の場合)

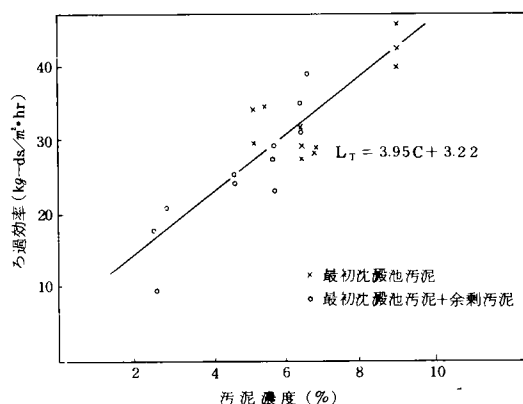


図 1.9 汚泥濃度とろ過効率 (II)
(S 処理場汚泥の場合)

また，立型遠心濃縮機を用いて高濃度にまで濃縮した汚泥を用いた脱水テストを実施した。脱水機は4 m²の実用機である。⁽⁶⁾ 図1.10，図1.11にこのテストの結果を示す。

すなわち，A 処理場，S 処理場のいずれの汚泥の場合も供試汚泥濃度とろ過効率の間には極めて密接な関係がある。

今，この関係を数式で示すと次のようになる。

(i) A 処理場最初沈殿池汚泥の場合

$$L = 1.17 C + 8.87 \dots\dots\dots (1-4)$$

(iii) S 処理場最初沈殿池汚泥の場合

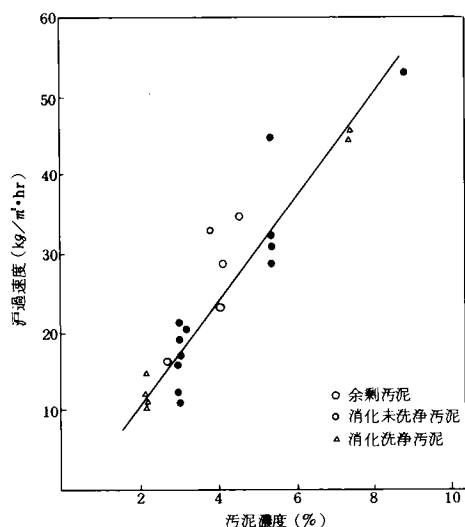


図 1.10 汚泥濃度とろ過速度
(T 処理場)

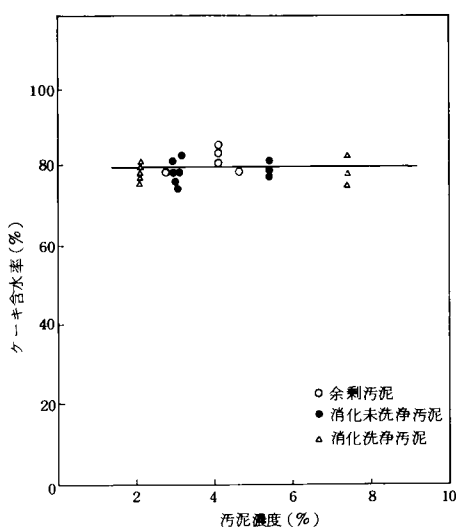


図 1.11 汚泥濃度とケーキ含水率
(T 処理場)

$$L = 3.11 C + 6.16 \dots\dots\dots (1 - 5)$$

(iii) S 処理場混合汚泥の場合

$$L = 4.66 C + 1.56 \dots\dots\dots (1 - 6)$$

(iv) T 処理場の汚泥に対して

$$L = 6.67 C - 3.33 \dots\dots\dots (1 - 7)$$

ここで L = ろ過効率 ($\text{kg} - \text{ds} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$)

C = 汚泥濃度 (%)

(1 - 4) ~ (1 - 7) 式はいずれも図 1.8, 9, 10 より得たものであるが, (1 - 6) 式より S 処理場において余剰汚泥を含む汚泥の濃度が 4 % として脱水処理がなされたとすれば, ほぼ $20 \text{ kg} - \text{ds} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 程度の処理成績は期待出来る。

一方ケーキ含水率については汚泥濃度を上げて影響なくほぼ一定となる。これは真空脱水機の場合, 汚泥をろ布に自然に付着させて, 負圧により一定な力で水分を除去するため, 汚泥濃度が高くなれば, それだけ多くの固形物がろ布に付着することにより, ろ過速度が増加するが脱水の力が弱いため, 一定濃度以上には脱水できないものと考えられる。このように真空脱水機による汚泥の脱水処理においては, 汚泥を濃縮して処理する

方が有利である。

b. 混合比

ここで云う混合比とは、供試汚泥中における最初沈殿池汚泥固形物に対する余剰汚泥固形物の割合を云う。概して最初沈殿池汚泥の脱水に比し、余剰汚泥の脱水は困難で Carmann等は余剰汚泥の比抵抗は最初沈殿池汚泥の比抵抗の10～100倍であることを報告している。こうしたことから、S処理場の汚泥を対象に供試汚泥の混合比について検討した。すなわち、ヌッチェテスト、リーフテストにおいては、最初沈殿池汚泥と余剰汚泥の混合比13:8(乾物基準)に設定して試料の調整ならびに脱水性の検討を行ったが、ペンチスケールベルトフィルターによる実験では、最初沈殿池汚泥と余剰汚泥の混合比を変化させた場合、脱水性がどのように推移するかを検討した。この結果を図1.12、図1.13に示す。

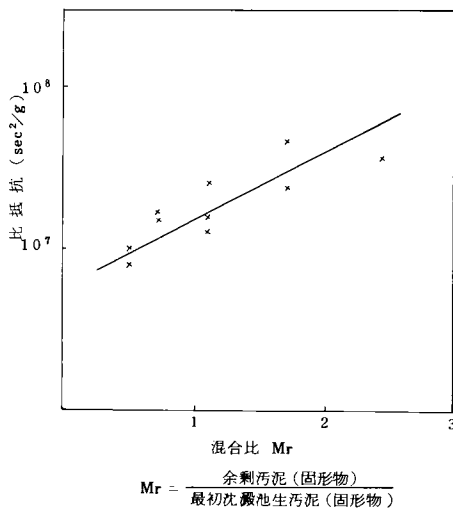


図 1.12 混合比と比抵抗の関係

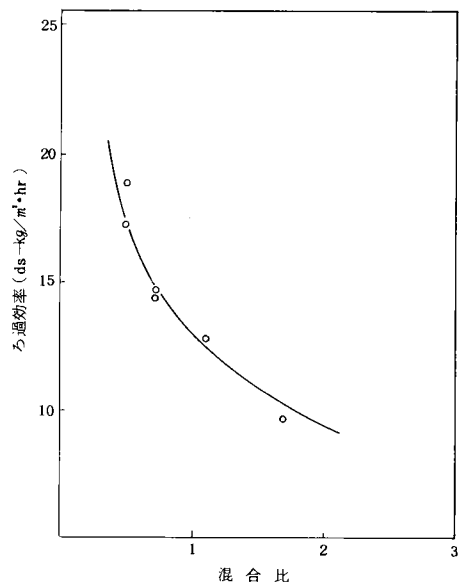


図 1.13 混合比とろ過効率の関係

図1.12に示すごとく、供試汚泥中に占める余剰汚泥の割合が大きくなるにつれて、比抵抗はほぼ比例的に増加している。図1.13はこの混合比の増加にともなうろ過効率の変化を示すものであるが、この図からも明らかなごとく余剰汚泥の割合が増せばろ過効率は次第に減少し、混合比が1

：1のときのろ過効率は $13\text{ kg-ds/m}^2\cdot\text{hr}$ 程度となった。この成績をほぼ同じ濃度の最初沈殿池汚泥のみのろ過効率と比較すると約20%減となるが、実用的には十分対処しうる事が判明した。すなわち、混合比を増せば比抵抗が増加し、ろ過効率は次第に減少してくるが、混合比が1：1程度までは十分実用に供しうる事が明らかとなった。

1.6 実際プラントにおける脱水結果

以上の実験結果をもとにA処理場においては有効ろ過面積 18 m^2 の実際プラント3台による下水生汚泥の処理を行っているが、6月～9月の月別平均の運転成績を表1.10に示す。これより明らかなように、その処理成績は、前述の実験結果と大体において一致している。

表 1.10 A処理場実際プラント運転成績（月別平均）

年 月	汚 泥 濃 度 (%)	薬品添加率(%)		ケーキ性状		ろ過効率 $\text{kg-ds}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$	脱水機運転条件	
		石 灰	塩 化 第二鉄	ケーキ厚 (mm)	含水率 (%)		ドラム回転速度 (rpm)	真空度 (mmHg)
昭和41年6月	5.36	20.0	2.65	3.0	67.0	21.4	0.32	600
7月	5.51	16.2	1.81	3.8	66.3	14.8	0.25	550
8月	5.74	17.9	1.60	3.9	65.1	17.7	0.30	550
9月	6.07	16.0	1.63	3.9	67.1	17.8	0.33	550
平均	5.67	17.5	1.92	3.7	66.4	17.9	0.30	560

第2節 加圧脱水機による下水汚泥の脱水

真空脱水では最高 1 kg/cm^2 しか汚泥にろ過圧力を与えられないが、加圧脱水の場合には $3\sim 15\text{ kg/cm}^2$ の圧力条件が可能である。加圧脱水機は古くから上水汚泥の脱水に用いられていたが、最近では下水汚泥に低含水率の脱水ケーキを得る目的で用いられている。表1.11にこのフィルタープレスの形式と特徴を示す。

特に下水汚泥用には圧搾機構付きの加圧脱水機により、⁽¹⁾ 滷過時間を短くして高い滷過速度が得られる脱水機の開発が進んでいる。以下にその方式を示す。

表 1.11 フィルタープレスの形式とその特徴

型式	汙過方法	構造	汙布取付方法	圧搾機構	操作方法
単式	両面汙過	横型	汙布固定	ダイヤフラム圧搾	— 半自動
				ナシ	— 半自動
複式	片面汙過	縦型	汙布走行	ダイヤフラム圧搾	— 全自動
				ダイヤフラム圧搾	— 全自動
	両面汙過	横型	汙布走行	ダイヤフラム圧搾	— 全自動
				ダイヤフラム圧搾	— 全自動

1. 単式 両面を凹状にした汙板の間に汙室が形成される。ケーキの排出が容易。
2. 複式 汙板と汙枠が交互に配列されて汙室が形成される。ケーキ排出の際、汙枠が障害となる。
3. 両面汙過 一つの汙室に汙布が2枚あるので汙室当りの汙過面積が大きく装置がコンパクトになる。
4. 片面汙過 一つの汙室に汙布が1枚なので大きな汙過面積をもたせることができない。
5. 汙布固定 汙布の1部が必ず汙板に固定されている。汙布交換、汙布洗浄、汙布に付着したケーキの排出に配慮を要する。
6. 汙布走行 エンドレス汙布または汙室ごとに汙布を走行させるので汙布洗浄、ケーキ排出が容易に行える。
7. 横型 汙板が横方向に配列され、一般に据付面積は大きく、建屋は低くなる。
8. 縦型 汙型が上下方向に配列され、一般に据付面積は横型よりややせまく、建屋は高くなる。
9. 全自動操作 脱水工程は無人工化され、1日1回～数回の点検で運転される。
10. 半自動操作 一般に、おもな工程は手押しボタンで操作される。

2.1 室内テストによる検討

2.1.1 ハンディタイプのテスト機

加圧脱水のテストはヌッチェテストと同時に、汙過面積 0.07 m^2 を有すダイヤフラム付きのテスト機を用いて行った。図 1.14 にこのフローシートを示

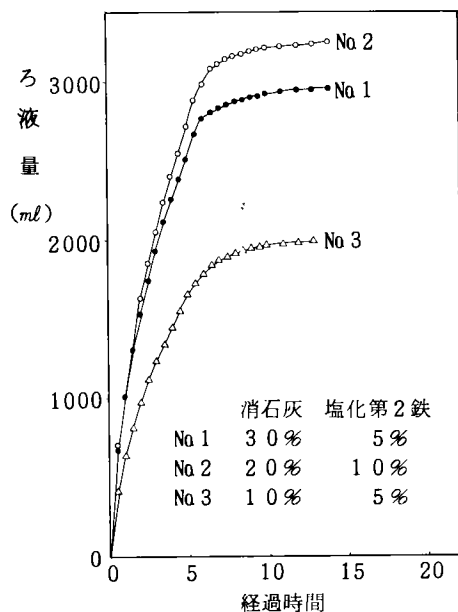


図 1.15 加圧脱水機でのろ液曲線

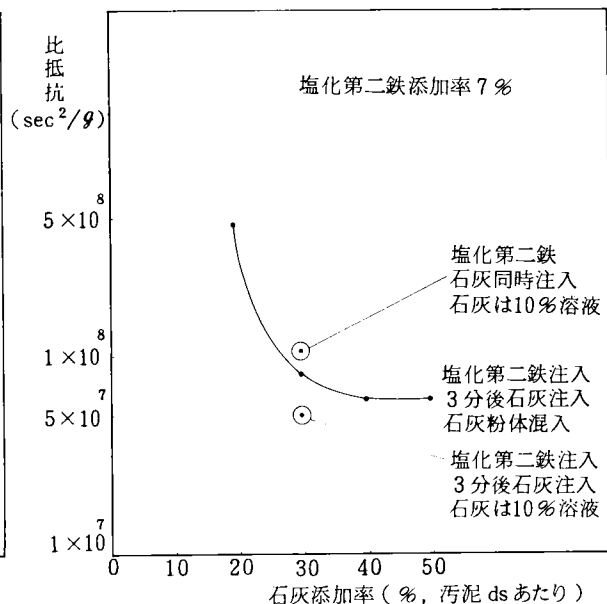


図 1.16 薬注条件による汚泥比抵抗の変化

以上あれば比抵抗は $1 \times 10^8 \text{ sec}^2/\text{g}$ 程度にまで落すことができる。

図 1.17 に T 浄化センターの 50 m^2 の加圧脱水機の実運転の結果とハンディのフィルタープレスとによる石灰添加率とろ過速度の関係を示す。

石灰の添加率を増せばろ過速度は増やすことができる。実機での 10 分圧搾では石灰の添加率によりそれほど差がなく $3 \text{ kg}/\text{m}^2/\text{Hr}$ 程度のろ過速度になる。

しかし 7 分打込み 8 分圧搾と脱水時間を短かくすれば、石灰 25% 添加でろ過速度が $3.5 \text{ kg}/\text{cm}^2/\text{Hr}$ 程度やや高くなる。一方ハンディーテスト機では、片面ろ過となり、ケーキ厚さがうすい

ため、実機の 2～3 割程度大きいろ過速度となっている。

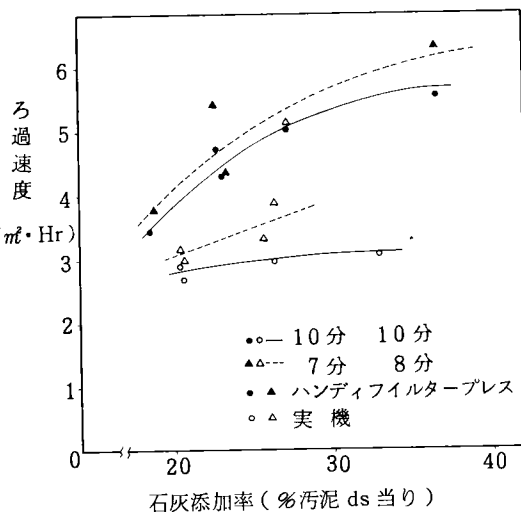


図 1.17 圧入圧搾時間とろ過速度の関係

2.1.5 ろ布に対する検討

次にろ布の通気度（ろ布の目の粗さ）に対するろ過速度の検討を行った。

表1.13 使用ろ布性状

種 類 名 称		KGF-3 TR8051	KGF-4 NY443	KGF-5 MY423
材 質	タテ	テトロン	ナイロン	ナイロン
	ヨコ	〃	ナイロンポリプロピレン	ナイロンポリプロピレン
糸の種類	タテ	マルチ	マルチ	マルチ
	ヨコ	〃	〃	〃
通気度(cc/cm ² /分)		660～720	840～1,000	1,300～2,000
織 方 式		杉綾織	同 左	同 左

表 1.14 ハンディーフILTERプレスによるろ布の検討

条 件	実 験 日	3 / 28																		
	生 汚 泥 濃 度 (%)	4.45																		
	薬 注 率	塩 化 第 二 鉄 (* 汚 泥 ds 当 り)	6.3																	
		消 石 灰 (* 汚 泥 ds 当 り)	27.0																	
	ろ 使 用 ろ 布	TR 8 0 5 1						NY 4 4 3						NY 4 2 3						
布 洗 淨 状 況	洗 淨 せ ず	一回ごとに洗淨			洗 淨 せ ず	一回ごとに洗淨			洗 淨 せ ず	一回ごとに洗淨										
結 果	クレーン	重 量 (g)	405	44.5	440	460	435	435	445	415	450	485	435	440	445	445	425	435	445	450
		厚 み (mm)	5.5	5.5	5.5	5	5.5	5.5	6.5	6	6.5	7	6	5.5	6	6	6	6	6.5	5.5
		含 水 率 (%)	62.5	63.1	64.2	61.7	62.7	64.3	64.8	59.3	60.2	61.3	61.6	62.4	62.8	63.6	59.1	62.5	63.2	62.4
果	ろ 液 SS (mg / ℓ)	300	149	116	123	94.7	57.0	2,680	218	104	129	156	88.2	284	76.5	56.5	80.0	83.3	67.1	
	ろ過速度 (kg. ds / m ² . hr)	5.58	5.64	5.12	5.19	5.30	5.42	5.25	6.05	6.88	6.73	5.50	5.44	5.56	6.14	5.31	5.57	5.62	5.39	

共通実験条件

対象汚泥 混合生汚泥

圧 入 4 kg/cm² 7分

圧 搾 15 kg/cm² 8分

薬注法 塩化第二鉄注入約3分後消石灰注入

雑時間 6分

表 1.1 3 にテストに使用したろ布の性状を示す。この結果を表1.1 4に示す。ろ布の目詰状態とろ布の差によるろ過効果をもとめるため、一回ごとに洗浄した場合としない場合との比較を実施した。この結果、真空脱水機でみら

れるようなろ布の違いによる明確な差はない。また、ろ布の洗浄効果についても表 1.1 4 に示めすように 3 回～5 回程度の末洗浄ではろ布の差は全くみられない。ろ布の目詰については実験的にはもとめられないので、実施プラントでの長期運転結果により、明らかにしてゆく。

2.1.6 薬注方式の影響

次に薬注方法によるろ過速度の効果について調査した。T 浄化センターでは、石灰と塩化第 2 鉄を同時に注入し、連続薬注方式を用いているが、さらに薬品による凝集効果を上げる薬注方法を検討する。

薬注方式としては、①塩化第 2 鉄を汚泥に添加し、3 分間凝集後、石灰を粉末で添加する方法、②石灰を 10 % 溶液にして添加する方法、③は塩化第 2 鉄と石灰 10 % 溶液の同時添加である。

表 1.1 5 に薬注法の影響を示す。薬注条件は塩化第 2 鉄添加約 7 %, 石灰

表 1.1 5 薬注法の影響

薬注法	塩鉄先 石灰鉄粉末	塩鉄先 石灰は 10 % 溶液	同 時 石灰は 10 % 溶液
生汚泥濃度 (%)	4.45	4.59	4.59
打込汚泥濃度 (ds)(%)	4.45	4.01	4.01
比抵抗 (sec^2/g)	7.82×10^7	7.82×10^7	1.01×10^8
ろ過速度 ($\text{kg.ds}/\text{m}^2.\text{Hr}$)	(5.10)	4.59	3.66

() 内は比抵抗測定と別の汚泥での実験結果である。

添加約 30 % であり、圧入圧搾時間は 7 分～8 分である。石灰が 10 % 溶液の場合 FeCl_3 を先に注入すると比抵抗は $4.01 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ 、同時注入の場合は $1.01 \times 10^8 \text{ sec}^2/\text{g}$ となり、ろ過速度に於いても FeCl_3 が先では $4.59 \text{ kgds}/\text{m}^2.\text{H}$ 、同時注入では、 $3.66 \text{ kgds}/\text{m}^2.\text{H}$ となり、 FeCl_3 を先に注入し汚泥のフロックをある程度作ってから石灰を入れる方が脱水性がよい。 FeCl_3 を先に注入した場合の石灰を粉末で添加した場合と石灰を 10 % 乳液にして注入した場合の脱水性を比較する。比抵抗は、石灰溶液注入の場合は $4.92 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ に対し、

石灰粉末注入の場合は $7.82 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ と溶液注入の方が脱水性がよい。これはあらかじめ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ を溶解しておいた方が凝集剤と汚泥との混和がうまくおこるためと考えられる。しかし、ハンディータイプのテスト機によるろ過速度の測定では石灰粉末添加のろ過速度は $5.10 \text{ kgds}/\text{m}^2\cdot\text{H}$ 、石灰溶液添加の場合は $4.69 \text{ kg}/\text{m}^2\cdot\text{H}$ と逆転している。これは石灰乳液の添加により、打込み汚泥の濃度が低くなった影響によるものと思われる。

2.1.7 汚泥濃度に対する影響

図 1.18, 図 1.19 に打込み汚泥濃度とろ過速度の関係を示す。図 1.18 は圧入—圧搾時間 10 分—10 分, 図 1.19 は 7 分—8 分の脱水条件である。

いずれも実機およびハンディープレスにおいても打込み汚泥濃度が 3.5 % より低下すると、ろ過速度は $4 \text{ kgds}/\text{m}^2\cdot\text{Hr}$ 以下となる。またハンディープレスにおいて、石灰粉末注入により汚泥をうすめることなく脱水すると高いろ過速度となる。T 浄化センターで

ろ過速度 $4 \text{ kgds}/\text{m}^2\cdot\text{Hr}$ を維持するには打込時の汚泥濃度を 4 % 以上にする必要がある。

つぎに N 市 E 処理場の混合生汚泥を前述の立型遠心濃縮機により、汚泥濃度 4 %, 6 %, 8 % にコントロールし、この汚泥の脱水実験結果を表 1.16 に示す。この結果により図 1.20 に汚泥濃度に対するろ過速度の関係を、図 1.21 に汚泥濃度と消石灰添加率の関係を示す。濃縮することによりろ過速度は上昇する。ろ過速度が一定とすればケーキ含水率を下げることができる。

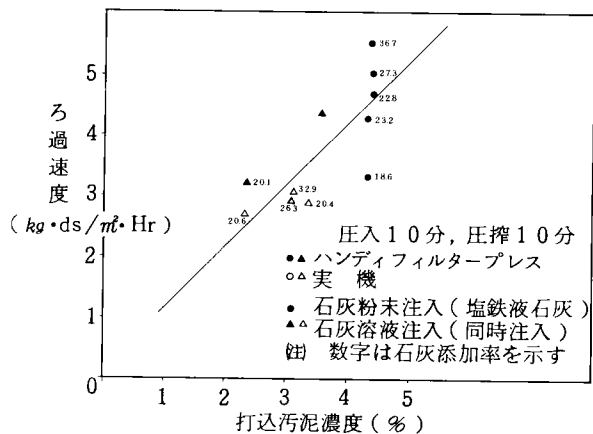


図 1.18 打込み汚泥濃度とろ過速度の関係

図 1.2 1 にケーキ含水率 62.4%
 としたとき汙過速度 9.10, 9.11
 $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{Hr}$ を得るに必要な消石灰
 の添加率を示す。汙過速度 $9\text{kg}/$
 $\text{m}^2 \cdot \text{Hr}$ では、汚泥濃度が 3% で消
 石灰を固形物あたり 62% 添加する
 必要があるが、遠心濃縮で汚泥濃
 度を 10% することにより、消石
 灰は 37% で十分であることを示
 している。⁽¹¹⁾

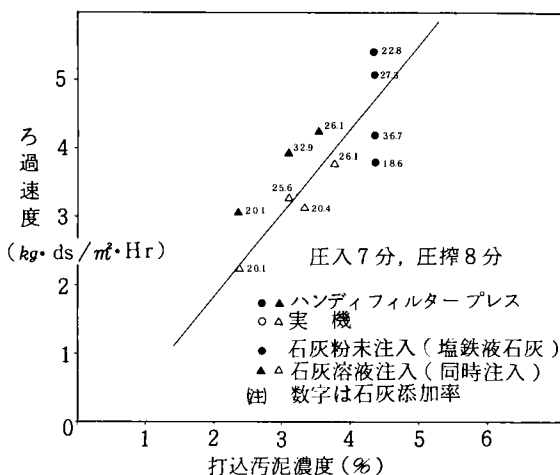


図 1.19 打込み汚泥濃度とろ過
 速度の関係

表 1.16 遠心濃縮汚泥の加圧脱水実験結果

No																								
項 目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
速 心 効 果 (G)	200								400								400							
汚 泥 濃 度 (%)	4								6								8							
薬 注 条 件	Ca(OH) ₂ (%)	20	40	60	80				20	40	60	80				20	40	60	80					
	FeCl ₃ (%)	2.5			5	7.5	2.5		2.5			5	7.5	2.5		2.5			5	7.5	2.5			
脱 水 条 件	打 込 (分)	5					7	10	5					7	10	5					7	10		
	圧 搾 (分)	10							10							10								
ケーキ重量 (g)	690	740	765	730	900	955	830	840	715	760	775	815	865	920	790	790	710	740	725	770	840	880	860	800
ケーキ含水率 (%)	78.2	74.2	70.9	64.3	68.1	69.3	65.1	67.1	76.6	72.3	65.4	54.4	65.7	67.8	63.3	65.1	70.3	63.1	59.6	58.7	62.2	64.1	61.2	63.3
汙 過 速 度 (kg/m ² ・H)	5.85	6.38	6.52	6.80	7.37	7.45	6.80	5.64	6.50	7.03	7.86	7.57	7.65	7.52	6.81	6.45	8.20	9.12	8.58	8.31	8.18	8.04	7.86	7.68

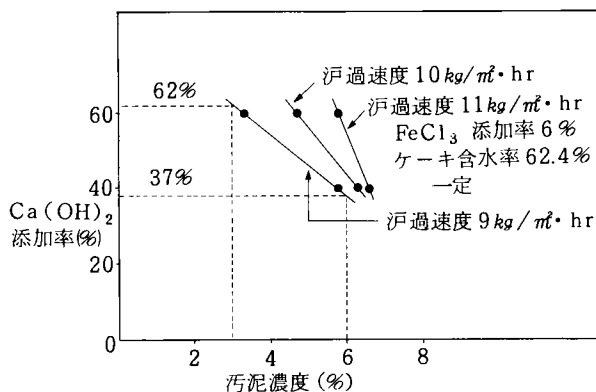
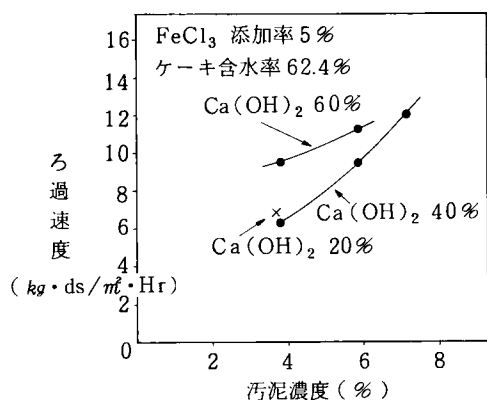


図 1.20 汚泥濃度とろ過速度の関係 図 1.21 汚泥濃度と消石灰添加率の関係

2.2 加圧脱水機の実施例

T市H下水処理場に100 m²タイプの加圧脱水機を設置した。⁽¹³⁾この脱水機にて、10月と2月におこなった脱水試験結果を図1.2.2, 図1.2.3, 図1.2.4, 図1.2.5に示す。

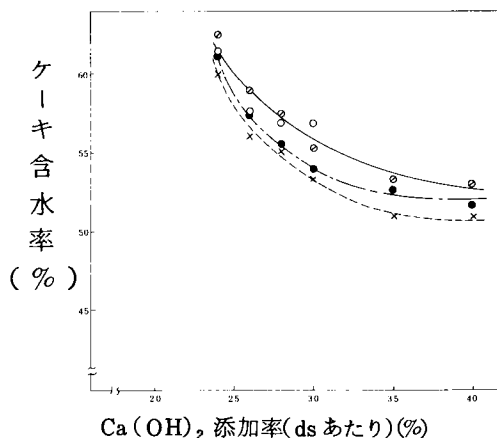
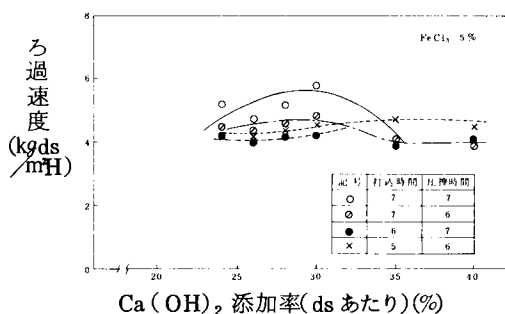


図 1.22 加圧脱水機のろ過速度(10月) 図 1.23 加圧脱水機のケーキ含水率(10月)

図1.2.2と図1.2.3は、10月におけるろ過速度とケーキ含水率の状況でこの時の原汚泥(消化汚泥)性状では、平均 pH 7.2, TS 3.5%, VTS 50.2%であった。運転条件によって若干性能に差はあるが、良好な脱水性能を示している。一般に下水処理場では、冬場における汚泥の脱水性の悪化が問題になっている。

図 1.24 と図 1.25 は、冬期（2 月）における脱水性を示す。この時の原汚泥の性状は、pH7.3, TS3.4%, VTS 55%と若干VTSが高めである。ケーキ含水率が、10月に比べて少し高めである他はほとんど変わらない性能を示している。

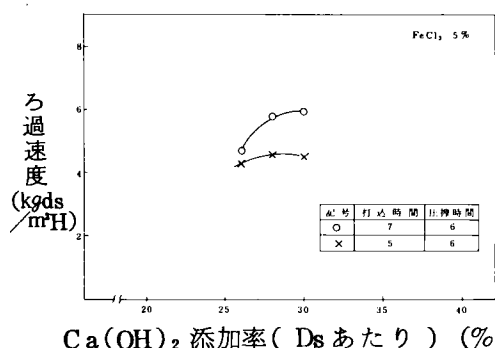


図 1.24 加圧脱水機のろ過速度（2 月）

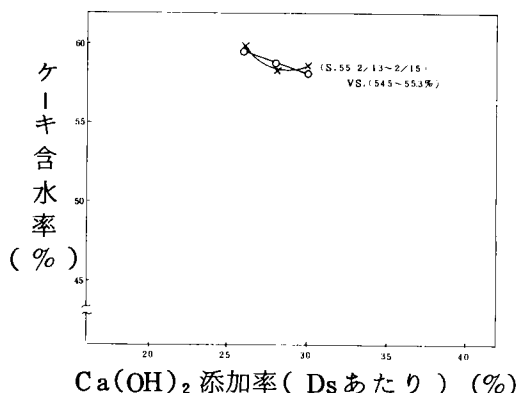


図 1.25 加圧脱水機のケーキ含水率（2 月）

つぎに Y 市 M 下水処理場に設置した 100 m² タイプの加圧脱水機を用いて、ろ布の耐久テストを実施した。ろ布はハンディータイプでのテスト結果より、最も通気度の大きい NY 4 2 3 を用いた。表 1.17 にこの実施テストの結果を示す。汚泥は消化洗浄汚泥であるが、固形物濃度は他処理場に比べて低く全期間（5 月～8 月末）通じて 2.5～3.0% となっている。そのため、脱水機に於ける効率化をはかるためには、前編で述べた強制濃縮機による濃縮設備での改善が必要と思われる。

強熱減量（VS）は、処理対象汚泥が消化汚泥であることと調査期間が 4 ヶ月程度で春から夏期にわたったため、比較的变化が少なく、58～60% 程度であった。M アルカリにより汚泥の消化の度合を推定してみたが、調査期間中 2,000～2,600 程度で消化汚泥としては安定しており、それほど大きな汚泥の性状の変化はなかった。

ろ布の目詰については、運転開始から 630 サイクル時点では、汚泥濃度が低いため、ろ過速度が低かったが、950～1,680 サイクルの時点では汚泥濃度は 3% まで高くなったため、運転開始時より大きなろ過速度が得られた。

表 1.17 加圧脱水機ろ布耐用サイクル

項 目		運転開始時	630サイクル	950サイクル	1,680サイクル	ろ布交換時
P	H	7.6～8.4	7.5～7.6	7.5～7.9	6.9～7.1	6.9～7.2
汚泥濃度 %		2.5～2.6	2.2～2.4	2.6～3.0	2.8～3.1	2.7～3.0
強熱濃度 % V S		59.4～63.9	61.4～63.5	61.4～62.3	58.4～59.7	58.0～59.3
Mアルカリ度 mg/l		1,630～2,680	1,890～2,230	1,890～2,490	2,480～2,850	1,650～2,710
平 均 値		2,560	2,250	2,040	2,690	2,190
薬 注 率	塩 化 鉄 %	5.7～6.0	8.5～9.2	6.9～8.7	10.5～11.9	8.8～11.9
	平 均	5.89	8.93	7.58	11.3	11.8
	石 灰 %	29.7～41.2	29.5～43.5	28.8～34.4	25.2～27.9	23.3～27.0
	平 均	36.1	36.5	32.1	26.7	27.0
脱 水 成 績	ケーキ含水率 %	57.1～63.2	59.6～66.8	64.9～66.6	62.8～66.5	61.7～68.9
	平 均	20.0	62.2	65.9	63.9	64.5
	ろ 過 速 度 kg/m ² ・hr	2.2～3.64	2.56～3.89	3.58～4.27	2.84～3.75	2.57～4.25
	平 均	2.85	3.18	3.78	3.49	4.08

しかし、サイクル数が増える程ろ布の目詰によりろ過速度は低くなった。

1,680 サイクル後ろ布を交換した時には、ろ過速度が 4.08 kg/m²/Hr と増加していることからろ布にはかなり目詰をしていたものと思われる。ろ布の寿命については、単に目詰だけではなくろ布破損も大きな原因となる。今回の調査ではろ布の目詰も明確に何サイクルとはいえないが、約 1,800 サイクル程度までは問題はないと考える。いずれにしてもろ布の寿命は脱水処理工程に於ける最もメンテナンス費用のかかるものであり、できるだけ長期間耐用できる必要がある。

今後さらに強度が強く目詰のしにくいろ布の開発とともに寿命について長時間にわたる調査が必要である。

第3節 無機凝集剤による脱水効果のまとめ

無機凝集剤を用いた調質として塩化第2鉄と石灰による脱水実験を実施した。以下に真空脱水機を対象とした、ヌッチエテスト、とリーフテストおよびベンチスケールテスト機による実験結果の要約と加圧脱水機を対象としたハンディタイプによる実験結果の要約を示す。

1. 真空脱水機のまとめ

- ① 下水生汚泥の直接脱水処理は十分実用性のある処理法である。
- ② 今回の対象汚泥は合流式の有機物量が60%程度と低いため前処理の条件としては、水洗等は不必要で通常の薬注法、即ち石灰15%、塩化第二鉄2%程度の添加で実用的な処理が可能である。
- ③ 最初沈殿池汚泥単独の場合には、平均 $15 \sim 20 \text{ kg ds} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 、余剰汚泥を含む混合汚泥の場合には、 $10 \sim 15 \text{ kg ds} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ の処理が期待できる。
- ④ 汚泥の脱水に際しては、前処理の条件が重要であると同時にろ布の選定も極めて重要である。
- ⑤ 真空脱水機に於ては特に濃縮が重要で汚泥濃度を上げれば上げるほどろ過速度は大きくなり、処理量を増やすことができる。
- ⑥ 実際プラントでの処理成績は実験結果と大体において一致しており、合流式のA処理場の混合汚泥に対しては石灰17.5%、塩化第二鉄1.9%の添加物で約 $18 \text{ kg ds} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ の成績が得られた。

2. 加圧脱水機のまとめ

真空脱水機と同様に加圧脱水機のハンディータイプのテスト機による操作因子の解析と、実施プラントの長時間の調査を行ったが、真空脱水機の結果のような明確な条件は得られなかった。

- ① 薬注条件については対象汚泥により異なるが今回のテストでは汚泥の固形物当り、塩化第2鉄7～10%、石灰20～60%程度となった。
- ② 脱水機での汚泥の打込み、圧搾時間は、打込み8～10分で雑時間の（ろ板の開閉とろ布洗浄時間率）7分で1サイクル約20～30分程度である。

- ③ 加圧脱水機のろ過速度は汚泥の種類等により異なるが、 $3.5 \sim 4 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 程度であり、プラントの設計ではろ布の目詰等を考慮して $3.5 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 程度を用いねばならない。
- ④ このろ過速度を大きくするには、真空脱水機と同様汚泥の濃度を上げる必要がある。即ち加圧脱水機における効率化には、人口汚泥濃度を高めることが最も大きな効果をもたらす。
- ⑤ ろ布の寿命は脱水機のランニングコストに大きなウェイトをしめる。今回の実験による調査では、約 1,800 サイクル程度となる。今後このろ布については、もっと強度のある目詰の起しにくいものを開発する必要がある。

参考文献

- 1) 平岡正勝「スラッジの処理技術と装置」化学工学協会編 培風館 1978 年
- 2) Coackiey. P Biological Treatmeut of Sewage and Industrial Water 2 (1957)
- 3) Carmaun. P tranns. Inst, Chem Engrs (dondon) Vol 16. 168 (1938)
- 4) 衣笠美弘, 河杉忠昭, 清水治「食品廃水処理における汚泥処理について」New Food Indnstry. Vol 13 No1 1971
- 5) 衣笠美弘, 河杉忠昭, 浜野弘行「下水汚泥の真空脱水処理に関する研究」水道研究所報告 Vol 5 No 1 (1968) (久保田鉄工)
- 6) 桑元康雄, 清水治, 内村輝美, 坂口秀世「立型バスケットタイプ遠心濃縮機の開発」クボタ技報 Vol 3 No 2 1978 年 12 月
- 7) 井手哲夫 水道協会誌 No 342 63 (1963)
- 8) Trubnick; Wat & Sewage Works 106, 431 (1959)
- 9) Shook ; Wat & Sewage Works 109, 333 (1962)
- 10) 藤井, 大里 用水と廃水 No 5 853 (1963)
- 11) 桑元康雄, 清水治他「下水汚泥の効果的な濃縮法」環境技術 Vol.15 No.5 1978

- 12) 京都大学工学部，平岡研究室「下水汚泥の処理処分対策研究報告書」
昭和 51 年 3 月
- 13) 清水治，松尾英介，中村一郎「下水汚泥の脱水システムと実際」環境創造
80/12
- 14) 武田憲一「汚泥の調整について」第 15 回下水道研究発表会講演集
- 15) 犬島和夫，徳永清彦他「ろ布走行式加圧汚過機の下水汚泥脱水に関する研究」クボタ技報 Vol.6 No.1 (1981)

第2章 高分子凝集剤による下水汚泥の調質脱水の効率化

従来から用いられている石灰による脱水では汚泥の調質を、薬注量だけでおこなうため、汚泥の質の変動に容易に対応できていたが、一方では汚泥乾物量当り30～60%程度も無機凝集剤を加えるため、汚泥量の増加をまねき、脱水以後の処理プロセスの設備容量が大きなものとなる。

ところが最近これら汚泥の質変動に十分対応できる高分子凝集剤が開発されたことにより脱水機も変ってきた。即ち従来遠心脱水機による汚泥処理の効率は、SS回収率で60～80%、ケーキ含水率80～85%であったが、凝集剤と高速遠心脱水機の組合せによって汎用性が増大した。⁽¹⁾特に従来、単独では脱水処理が困難とされていた余剰活性汚泥の処理が可能となり、排水処理の普及によって飛躍的に増大されると予想される余剰活性汚泥の処理や難脱水性の凝沈汚泥や浮上分離汚泥の処理に対処しうるようになってきた⁽²⁾

一方遠心脱水機は遠心力による固液分離のため脱水ケーキの含水率が低くできない欠点があるため高分子凝集剤の強力な凝集効果でろ布の目によるろ過を行えるベルトプレス等の特殊な脱水機が開発された。このタイプの脱水機では高分子凝集剤は汚泥に対し1%程度の添加でよく脱水機以後の焼却プロセスは従来の無機凝集剤よりも小さなものでよく、より経済的な汚泥処理が行える。

以下に高分子凝集剤を用いての下水汚泥の調質効果と遠心脱水機とベルトプレス型脱水機とによる脱水効率実験と実施例について述べる。

第1節 高分子凝集剤による汚泥の調質

塩鉄石灰による凝集脱水の効果についてはリーフテストやヌッチエテストにより判定できたが、高分子凝集剤に対しての凝集効果についてはまだ確立された方法がない。

最近になりCSTと比抵抗の関係による評価⁽³⁾や粒子の大きさを凝集性判定図を基準とした目視判定による方法等⁽⁴⁾が検討されている。ここでは実際の脱水条件をもとめるため、遠心脱水機用の凝集テストとベルトプレス用の簡易テスト機の実験を実施した。

1. 1 室内実験法

a. 遠心脱水用凝集テスト

図 2. 1 にビーカーテストの実験方法を示めす。

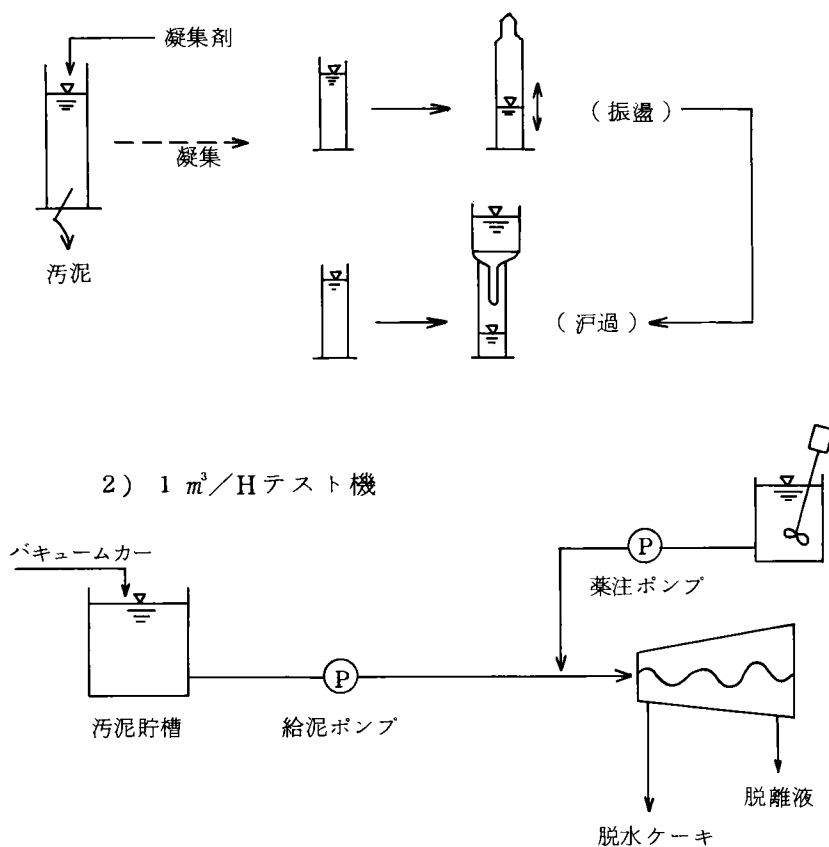


図 2. 1 ビーカーテスト

実験は 1 ℓ のシリンダーを用い 0.3 % 溶液に溶解された高分子凝集を適量（固形物当り 0.8 ～ 1 % 程度）加え 2 ～ 3 回比較的ゆるく振盪する。この時点でフロックの大きさとフロック上澄水の分離状態を目視後、シリンダーにふたをして上下に強振し、フロックにはげしい力を加えて、フロックの破壊状態をもとめる。これらの結果を優◎，良○，可△，不可－，に分類し、それぞれ 3，2，1 点とし各点数の合計で評価する。

b. ベルトプレス用テスト機

図 2. 2 にベルトプレスに於ける凝集剤選定用の簡易テスト方法を示めす。

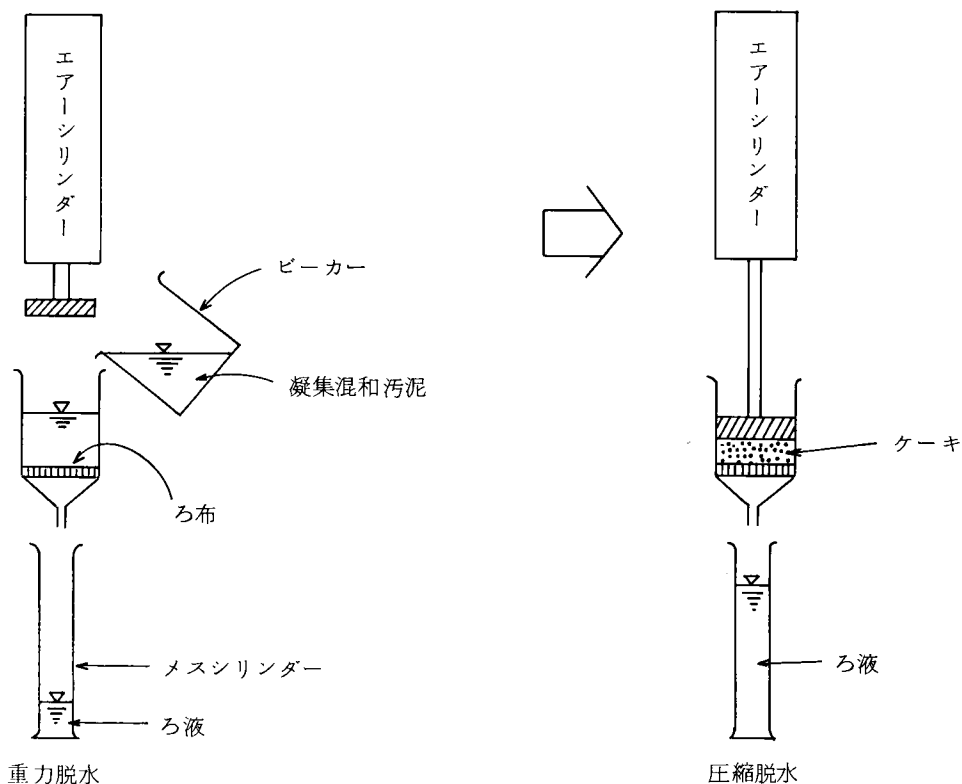


図 2.2 簡易テスト方法（模式図）

あらかじめビーカーで凝集させた汚泥をろ過筒に入れベルトプレスの原理に従って重力脱水性，ケーキの剝離性，ろ液のSS等について調査する。

以下にテスト手順を示す。

- (1) 汚泥 500 ml をビーカーにとり，これに 0.3 % 溶液の高分子凝集剤を所定の添加率となるように添加し，ジャーテスターで所定の攪拌強度で 1 分間攪拌する。
- (2) (1) で生成した凝集汚泥のフロック径 (mm) を目視で測定する。
- (3) 続いてこの凝集汚泥を簡易テスト機のろ過筒内に入れ，時間の経過と共に加圧力を増大させて脱水し，累積ろ液量の経時変化を測定する。
- (4) 以上のテストが終了した後，ろ液の清澄度，ケーキのしみ出し，剝離性を測定する。

1.2 凝集剤の選定

現在、下水汚泥の脱水に使用されている高分子凝集剤は、通常アミノカルボン酸エステルとアクリルアミドの共重合物もしくは、アミノカルボン酸エステルとアクリルアミドの共重合物であり、その分子量は 10^6 のオーダーである。図 2.3 にこの高分子凝集剤の構造図を示す。

この図の a が大きくなるに従い、カチオン度が低下して a が 100% のものがノニオン系の高分子凝集剤になる。

図 2.4 にカチオン構成比とカチオン度 (meq/g) の関係を示す。

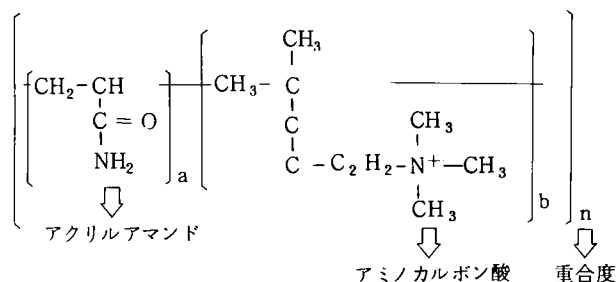


図 2.3 高分子凝集剤の構造図

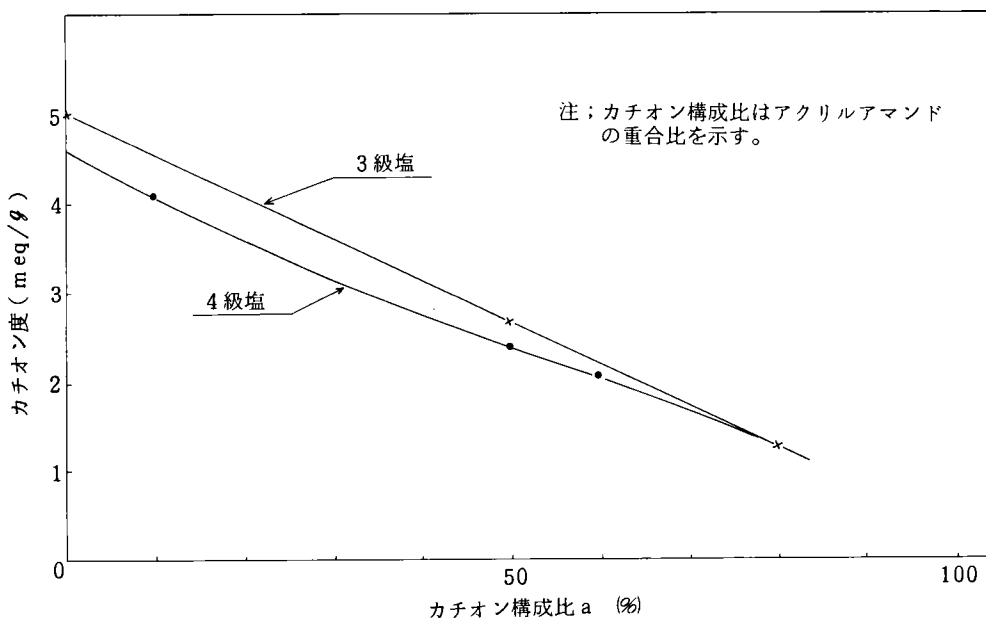


図 2.4 カチオン度とカチオン構成比の関係

一般に下水汚泥のケーキ含水率を低下させるには高カチオン ($a = 0 \sim 30\%$) が有効であり、ろ過速度を大きくするには中～低カチオン ($a = 40 \sim 80\%$) のものが有効である。図 2.5 にベルトプレス型脱水機によるカチ

オン度とケーキ含水率の関係を
示す。⁽⁵⁾ 3～4 (meq/g) で最も
凝集効果が大きく、最低含水率
を得ることができる。また図 2.6
に最適凝集条件での強熱減量とカ
チオン度の関係を示すが強熱減
量の増加により、カチオン度を
上げる必要がある。

1.3 凝集剤選定テスト

数多くの高分子凝集剤より下
水汚泥用として上述の中カチオ
ン系の凝集剤を用いて凝集剤選
定テストを実施した。用いた凝
集剤の例を表 2.1 に示す。

表 2.2 に混合汚泥の凝集剤選定
テストの結果例を示す。この
結果が示すように同一処理場の
混合汚泥についても時期により
高分子凝集剤を変えねばならな
い場合が生じている。現時点で
は数値で最適な凝集剤を選定す
ることができないため、ある程
度定期的に上述の方法により凝
集剤の選定をする必要がある。

汚 泥 濃 度	%	4.3～4.6
供 給 汚 泥 量	m ³ /Hr	6.0
凝 集 剤 添 加 率	%	0.6～0.7
ろ 布 速 度	m/min	1.6
ろ 布 緊 張 圧	kg/cm ²	5.4
汚 泥 供 給 厚 さ	mm	1.4～1.6

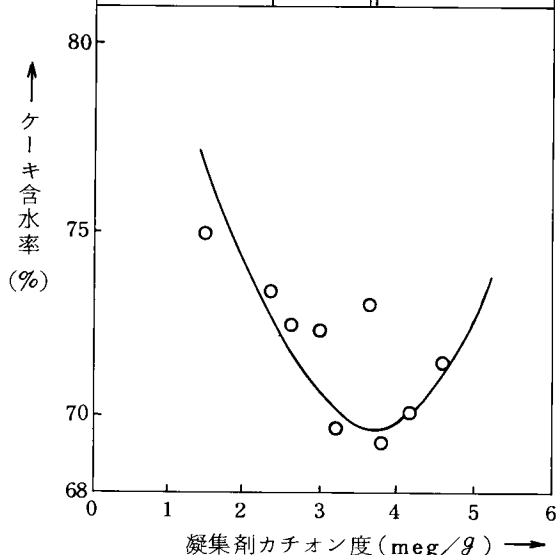


図 2.5 凝集剤カチオン度とケーキ含水率
(Y市下水処理場 混合濃縮生汚泥による)

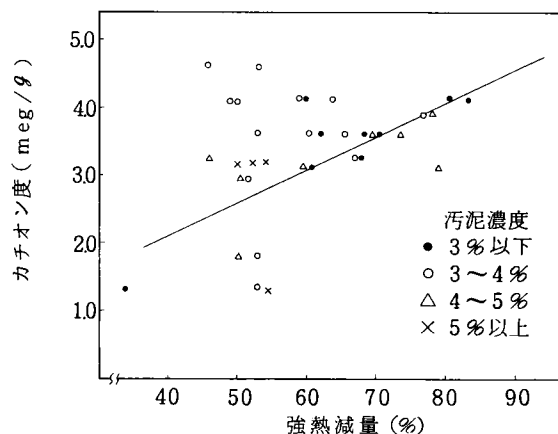


図 2.6 強熱減量とカチオン度の関係

表 2.1 使用した高分子凝集剤

品 名	メ ー カ ー	主 成 分	形 態	イオン性	適応PH
サンポリ K-505	三共化成工業㈱	ポリアクリルアミド系	白色粉末	中力チオン	3～8
セジブル CF-701		"	"	"	3～8
" CF-900		ポリアクリルエステル系	"	強力チオン	3～8
ダイヤブロック KP-005	ダイヤブロック㈱	"	"	中力チオン	4～12
" KP-007		"	"	"	4～12
KP-156T		"	"	中力チオン	4～12
KP-201C		"	"	強力チオン	4～12
KP-636T		メタクリル酸エステル アクリルアミド共重合体	"	中力チオン	1～8
ハイモロック MP-366	協立有機工業㈱	ポリアクリルアミド系	"	"	1～8
" MP-473H		メタクリル酸エステル アクリルアミド共重合体	"	"	1～8
サンブロック C-809P	三洋化成工業㈱	ポリアクリルアミド系	"	弱力チオン	4～8
" C-509P		"	"	中力チオン	4～8
" C-109P		"	"	強力チオン	4～8
スミブロック FC-200	住友化学工業㈱	"	"	中力チオン	4～10
" FC-100		"	"	弱力チオン	4～10
アユブロック C-402	三井 サイアナミット	DM 4 級 ポリマー	"	中力チオン	3～10
" C-312H		"	"	"	"
カヤブロック K-703	日 本 化 薬	ポリアクリルエステル系	"	中力チオン	2～10
プレストール 423K	ニューメタル スエントケミカル	ポリアミノカルボン酸 エステル	"	中力チオン	1～10

表 2.2 混合汚泥のビーカーテスト結果

(T市T処理場混合生汚泥)

テ ス ト 期 日	53年5月30日		53年6月6日		53年6月13日		53年6月19日		53年7月6日		53年7月19日	
凝 集 剤 名	フロック 強度	上澄 水質	フロック 強度	上澄 水質	フロック 強度	上澄 水質	フロック 強度	上澄 水質	フロック 強度	上澄 水質	フロック 強度	上澄 水質
サンポリ K-505	○	○	(○)	△	○	(○)	(○)	○	○	(○)	△	△
セジブル CF-701	△	△	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—
セジブル CF-900	△	△	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—
ダイヤブロック KP-005	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ダイヤブロック KP-007	○	△	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ハイモロック MP-366	◎	○	◎	◎	◎	○	◎	○	△	△	—	—
ハイモロック MP-473H	○	○	—	—	—	—	—	—	—	—	△	△
サンブロック C-809P	◎	◎	○	○	○	○	○	○	◎	◎	○	△
サンブロック C-509P	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
サンブロック C-109P	○	○	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
スミブロック FC-200	△	△	—	—	○	(○)	○	○	(○)	◎	—	—
スミブロック FC-100	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
アロンブロック C-402	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—	△	△
アロンブロック C-312H	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
カヤブロック K-703	△	△	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ダイヤブロック KP-156T	—	—	—	—	○	○	○	○	○	○	—	—
ダイヤブロック KP-201C	—	—	—	—	○	○	○	(○)	○	○	—	—
ダイヤブロック KP-636T	—	—	—	—	○	○	◎	○	◎	○	○	○
プレストール 423K	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

第2節 遠心脱水機による下水汚泥の脱水

2.1 遠心脱水機の構造と原理⁽⁸⁾

図 2.7 に示すような無孔回転筒（ボール）を高速で回転させる。ボールの大径側に越流ぜきを設けると回転中心軸に設けた給液パイプを通して供給された汚泥はこの越流ぜきにより規制された液面を形成する。ボールの高速回転による遠心力を受けると固形分は沈降・濃縮（圧密）され、ボール内面に付着し、分離液は液面近くに分離する。さらに汚泥を供給すると分離液は越

流ぜきからオーバーフローし固形分はボール内壁に蓄積する。ボールの小径側に脱水固体の排出口を設け、図 2.8

に示すようなスクリーコンベアをボール内に設けこのスクリーを回転させると固体はボールの傾斜に沿って移動し液面から出たところで脱水された後、固体排出口から排出される。スクリーデカンタ型遠心脱水機における脱水工程は図 2.9 に示すように考えることができる。すなわち

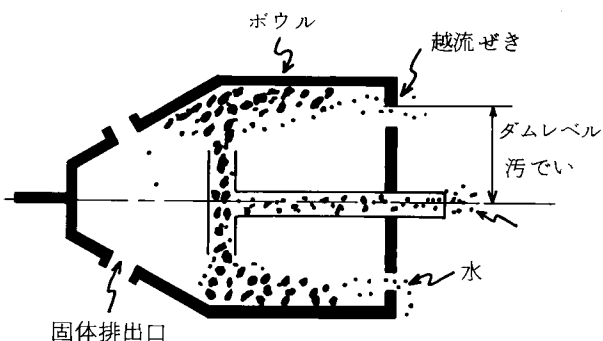


図 2.7 ボール⁴⁾

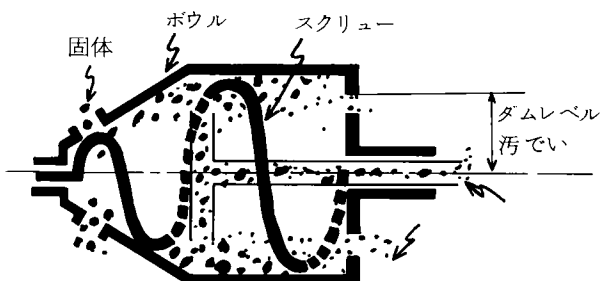


図 2.8 スクリー⁴⁾

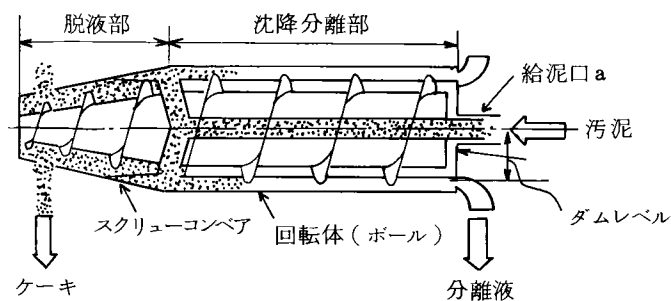


図 2.9 スクリーデカンタ

- ① 供給汚泥が高分子凝集剤等によってフロック形成を行なった後固液分離が行われる（沈降）。
- ② 沈降分離された汚泥が遠心力場と汚泥の層高さで構成される圧密に寄与する水圧下で圧密濃縮される（濃縮）。
- ③ 濃縮汚泥が円筒部および円錐部の液中を移動する（液中移動）。
- ④ 汚泥はさらに円錐部でプール水面を切って大きな遠心力の分力に逆らってコンベアによって引き上げられる（搬送）。
- ⑤ ②と同様に遠心力場と汚泥ケーキ厚さで構成される水圧下で排出までの時間分だけ圧密濃縮される。その際、分離水は傾斜部を伝わってプール部に落ちる点が②と異なる（ビーチ脱水）。
- ⑥ ボール小径部に移送されたケーキが遠心力で飛ばされて排出口から排出される（排出）。

このような原理によるスクリュードカンタ型遠心脱水機の性能には機械構造上の因子と汚泥性状因子の両者が関係してくる。それらの諸因子は表 2.3 のようにまとめられる。

表 2.3 遠心脱水機の性能に影響を及ぼす因子

機械構造上の因子	汚泥性状の因子
回転数（遠心効果）	固形物の粒径
ボウルの径	固形物の形状
ボウルの長さ	固形物の比重
ボウルのテーバー角度	固形物の重量濃度
ボウルのテーバー長さ	固形物の体積濃度
スクリュウの回転差	液の密度
スクリュウのピッチ	液の粘度
スクリュウの羽根巻数	凝集助剤の種類
スクリュウ羽根面の仕上程度	凝集助剤の注入量
液面の径（ダムレベル）	
汚泥の供給位置	
薬品の給入位置	

2.2 遠心脱水機の運転

表 2.4 に下水汚泥の脱水テストに用いた遠心脱水機の主仕様を示す。KT-1LとKT-3LL機の実験はO市Ti下水処理場の混合汚泥を工場に持込み、KT-5LL機の際はTi下水処理場にテスト機を持込み実施した。以下に操作因子と下水汚泥の脱水性との関係について述べる。

表 2.4 使用した遠心脱水機

型 式	テストに使用した機械			実 施 機
	KT-1L	KT-3LL	KT-5LL	KT-5L
公称処理量 m^3/hr	1	10	30	20
電 動 機 kw	7.5	30	90	75
直 径 mm ϕ	230	420	620	620
ダムレベルmm ϕ	140～160	245～260	380～420	380～420
液 深 mm	35～45	80～87.5	100～120	100～120
差度回転数rpm	6～10	10～15	10～15	10～15
ボール回転数rpm				
3,000 G	3,417	2,528	2,081	2,081
2,500 "	3,119	2,308	1,900	1,900
2,000 "	2,790	2,064	1,700	1,700

2.2.1 ダムレベルと脱水性の関係

ダムレベルは図 2.9 に示すようにボール内より分離液が流出する半径を表わし、ボール径との差が液深を表わす。図 2.10 に液深と処理性の関係を示す。ダムレベルが大きくなる程、ケーキ含水率が下がっていく傾向が見られる。ボールの径が620mm ϕ であるので、420mm ϕ 程度のダムレベルが即ち、液深100mm程度の所が最も安定したケーキが得られる。

極端にダムレベルを大きく（液深を浅く）すると汚泥界面が分離液排出口に近づき水面積が減少するため、通常の場合は、回収率が悪化する。今回はダムレベルを380mm ϕ ～420mm ϕ と広範囲に変更したが、その限りでは分離液のSSにまで影響を与えるまでいかなかった。

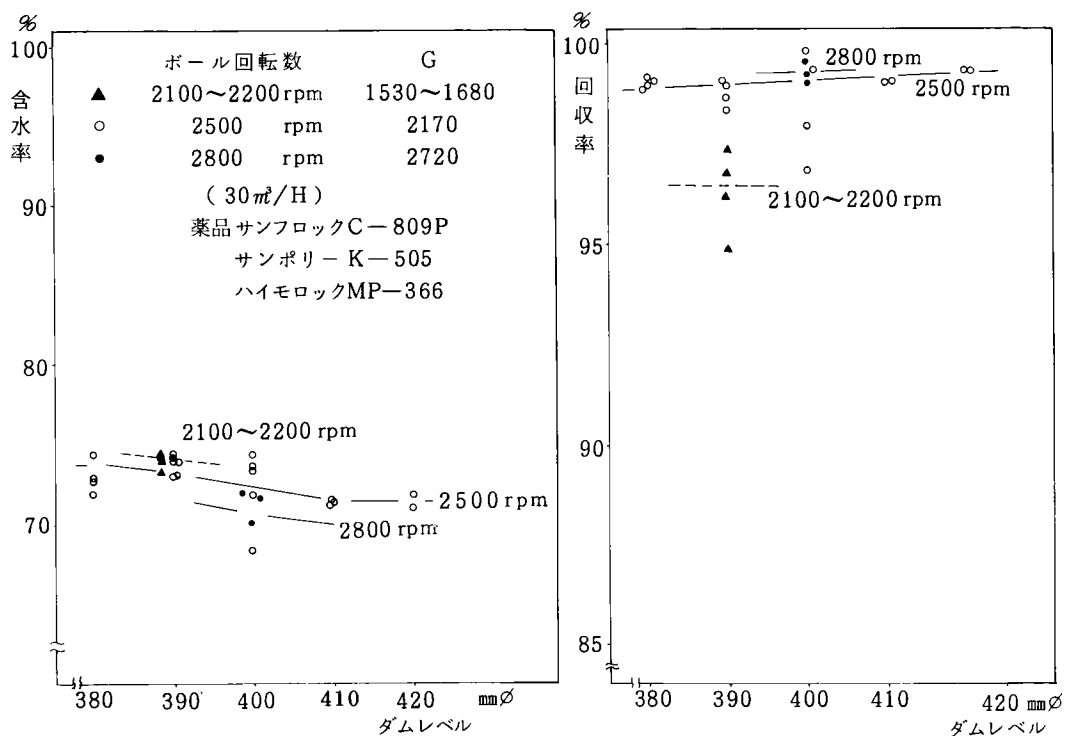


図 2.10 ダムレベルと処理関係 (KL-5L 型)

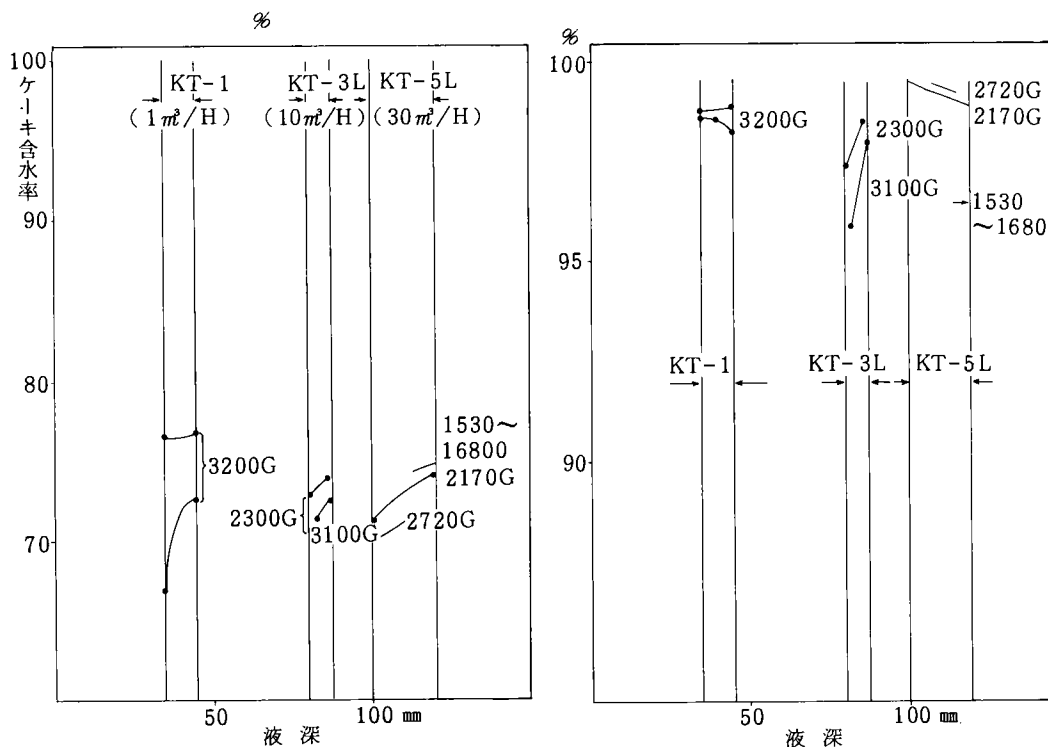


図 2.11 大きさの違う脱水機における液深と処理性の関係
(KT-1L, KT-3L, KT-5L 型の比較)

スケール効果をみるためにKS1LとKS3LLおよびKS5LLの液深と処理性の関係を図2.11に示す。この図によれば同一の処理性を得るのには大型の機械の方がより低いG値でよい。

これは大型の脱水機の方が液深が深く、従ってボール内に十分な分離層ができるため分離が容易におこるためである。

2.2.2 遠心効果

図2.11に示すように遠心脱水機に於ては遠心効果（G値）が大きくなれば、当然ケーキ含水率は下がりSS回収率は向上する。しかし大型機になれば前述のように機械的に液深を深くする事が可能となり低い遠心効果で安定した脱水性を得ることができる。遠心濃縮機で述べたようにG値を上げれば電力消費量は増加するため同じ脱水効果を得るにはできるだけ遠心効果を下げるのが良い。また低い遠心効果であればスクリュウの摩耗も少なく補修費も少なくなり、より省エネ化することができる。

2.2.3 差動回転数

差動回転数は、ボール回転数とスクリュウ回転数の差を言う。即ち差動回転数が増加すれば脱水ケーキの搬出量が増加しボール内での汚泥の滞留時間が短くなり、脱水ケーキの含水率は高くなる。

KT5LLに対して回転数2,500 rpmの時、-8.6 rpmと-14.2 rpmについて実験したが-8.6 rpmではケーキ含水率68.4%，回収率86.9%，-14.2 rpmではケーキ含水率71～72%，回収率99.0～99.5%となった。またスクリュウの形状についてKT1LとKT3LLでは通常の1条のプラス形差動のスクリュウを用いたがKT5LLはスクリュウが2条で通常運転時ボールよりもスクリュウの回転数の遅いもの（差動がマイナス）を用いた。これは㊶1条スクリュウのものより遅い差動回転数で同等の汚泥量が移送できるため攪乱作用が少なく、良好な処理が期待できる。㊶差動が反対であれば、機械運転停止時にボール内に残った汚泥がスクリュウによってケーキ排出口から落ちること、即ちケーキコンベアに多量の低濃度汚泥が排出するようなことが無い。

2.2.4 薬品添加率

図 2.12 に凝集剤選定テストにより決定した高分子凝集剤を用いての薬品添加率の処理性の関係を示す。

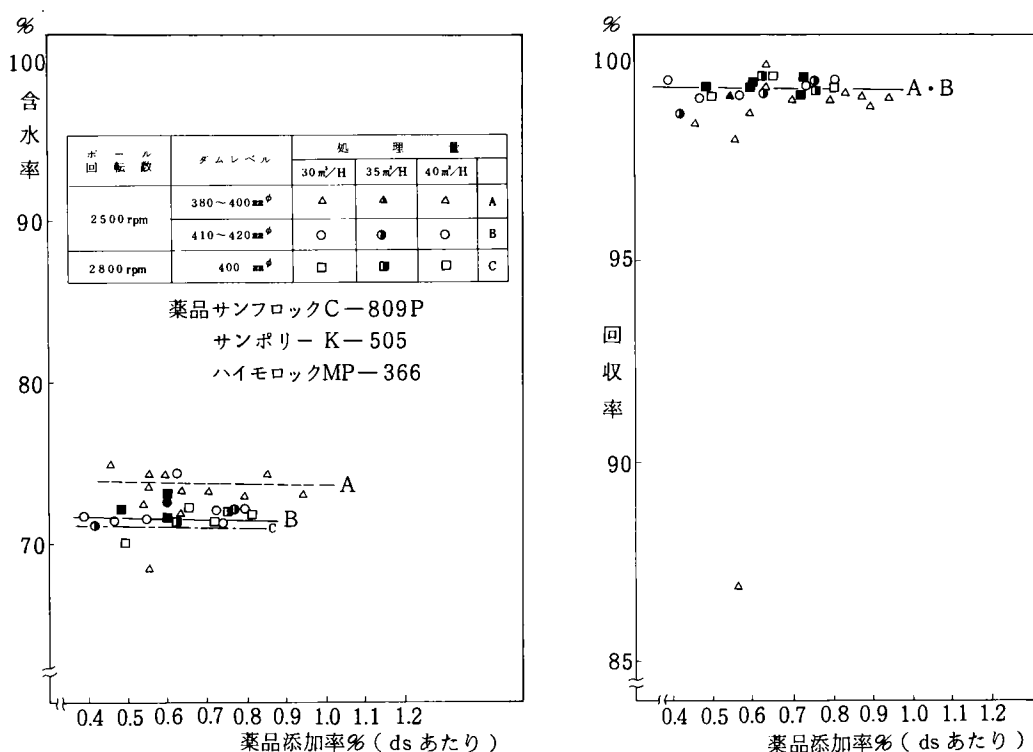


図 2.12 薬品添加率を変更した場合の処理性 (KY-5L 型)

薬品添加率は ds あたり 0.4%~0.9% の範囲内で運転した。比較的安定なフロックが得られるサンフロック C-809P, サンポリー K-505, ハイモロック MP-366 に対してはこの範囲内ではケーキ含水率, 回収率とも特に悪化の傾向は見られなかった。またボールの回転数を 2500 rpm (2,170G) 以上で, ダムレベルを 410 mmφ 以上にすればケーキ含水率 71~72%, 回収率 99% 以上が十分に得られる。

2.2.5 処理量について

遠心脱水機の処理量は公称であって実際には前述のように水面積負荷や固形物負荷で決められる。しかし, 汚泥の場合には汚泥の入口濃度が安定しないため, 汚泥濃度を 4% とした場合の値を公称処理量としている。図 2.13

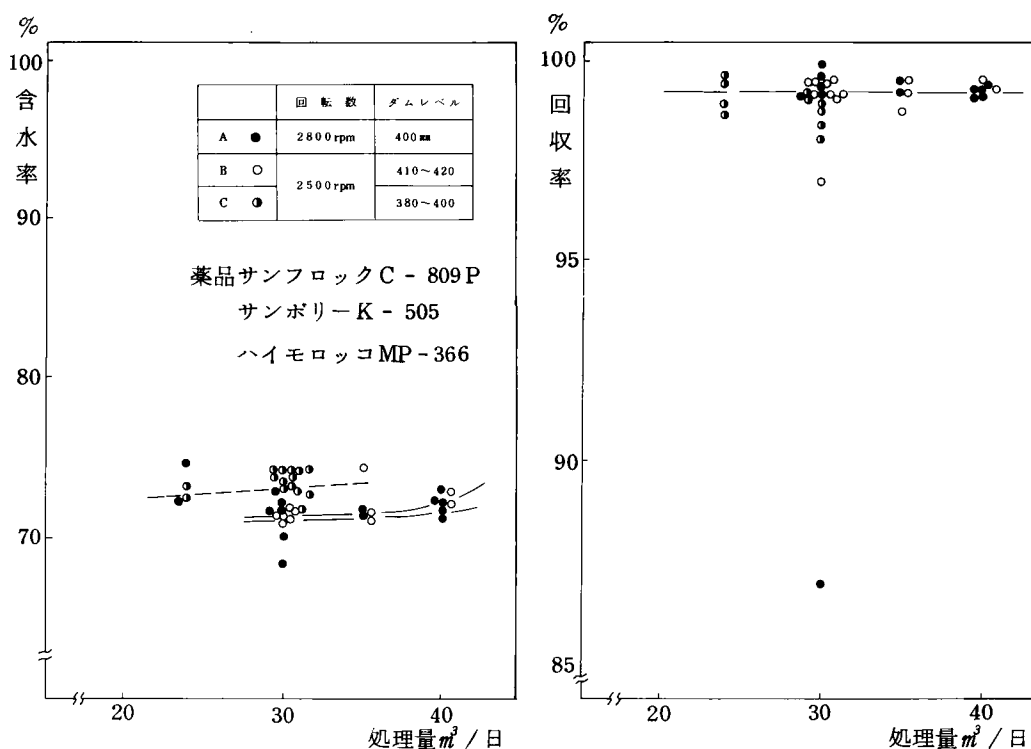


図 2.13 処理量を変更した場合の処理量 (KT-5L 型)

に処理量と脱水性の関係を示す。

運転は公称能力 $30 \text{ m}^3/\text{H}$ に対して $24 \text{ m}^3/\text{H} \sim 40 \text{ m}^3/\text{H}$ の範囲で行った。この範囲内では、安定した処理性能（含水率 $71 \sim 72\%$ ，回収率 99% 以上）が得られていると言える。期間中，流入汚泥濃度は $3.1 \sim 4.6\%$ と変動したが，処理固形物 (DS) 量は最大 $1.64 \text{ t}/\text{H}$ であった。公称能力は $30 \text{ m}^3/\text{H} \times 4.0\% = 1.2 \text{ t}/\text{H}$ であるので DS 量として 37% 増の処理は実質的に可能であった。これは大型の脱水機になるに従い液深が深くなるため，汚泥の攪乱作用が少く，公称能力より大流量の処理が可能であるためと思われる。

2.2.6 無薬注運転

高分子凝集剤の必要量は汚泥固形物当り 1% 程度であるが処理コストに占める割合は大きい。遠心脱水機で無薬注で汚泥を脱水できればより省エネな汚泥処理が可能となる。そこで同一の機械で同じ汚泥に対して無薬注脱水の運転を行った。表 2.5 と図 2.14 にこの結果を示す。

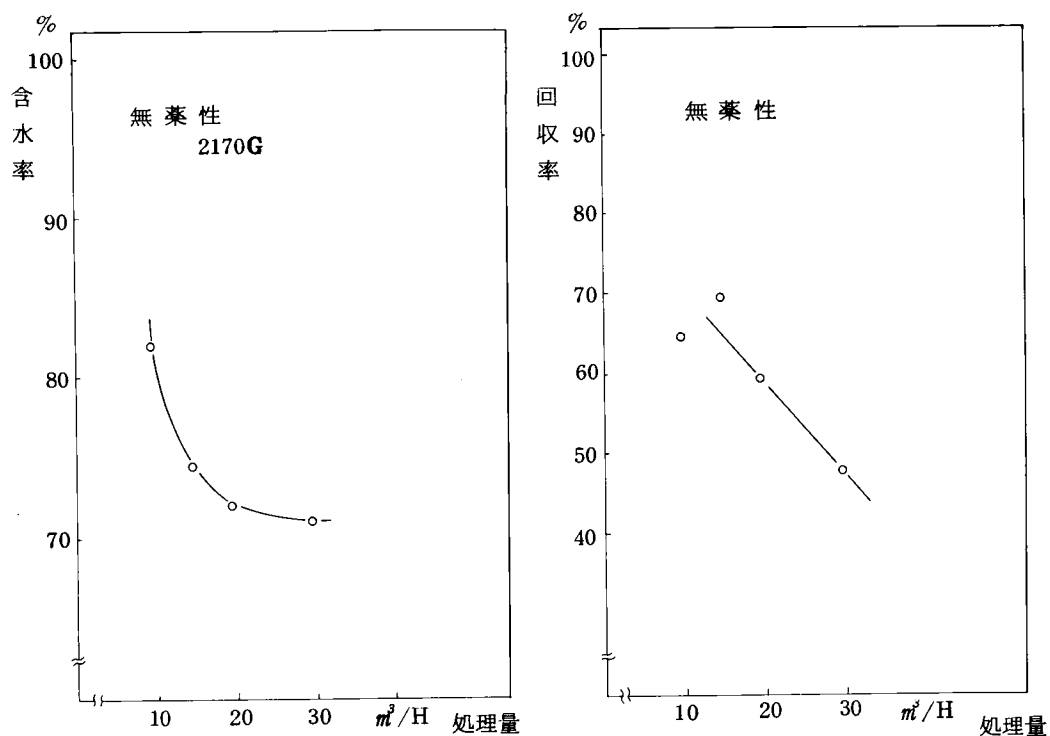


図 2.14 無薬性での処理性能 (KT-5L 型)

表 2.5 無薬注運転の結果

処理量 (m³/H)	分離液		ケーキ含水率	回収率
	TS (mg/ℓ)	SS (mg/ℓ)	(%)	(%)
10	21,200	1,400	81.8	64.7
15	17,100	16,000	74.6	69.6
20	21,700	20,700	72.0	59.4
30	27,000	25,800	71.0	45.2

本機は薬注用であるため、無薬注運転に特に重要な影響を与えるダムレベルの微妙な調整ができないため、最高の機械条件を得られなかった。

しかしマクロ的な傾向としては、ケーキ含水率はむしろ処理量が増加するほど良好になり、回収率の方が逆に悪化する。これは脱水機流入汚泥のうち

比較的粗大な沈降圧密されやすい繊維質や無機質だけが選択的に捕捉された結果として表われたものである。つまり大流量になる程、軽い圧密されにくい部分が多量に流されてしまい、脱水されやすい部分が大量に残るものと思われる。

これは表 2.6 において無薬注運転の脱水ケーキの発熱量が約 1,000 Kcal/kg ほど他より低いことから類推できる。

表 2.6 無薬注脱水ケーキと無薬注脱水ケーキの性状

項 目	原 汚 泥	薬注脱水ケーキ	無薬注脱水ケーキ
汚 泥 濃 度 %	2.5～4.8 3.9 %	2.8 4	2.8
有 機 物 量 VS %	5 8～6 8	6 8	5 9
P H	4.9～5.1	—	—
発熱量Kcal/kg・ds	3,5 2 0	3,7 2 0	2,7 3 0
C % ds	3 2	2 8.5	1 9.5
H ”	4.6	4.4	2.9
S ”	3.5	2.0	1.4
N ”	1.0 5	0.8	0.7

ところで無薬注運転では汚泥間の凝集効果がほとんど期待できないため、スクリーによる掻き上げ時、汚泥が攪乱される。そこで液面をケーキ排出口に近づけ、それによってケーキを排出させ同時に水面積を増加させる事によって分離効率を上げる方式が選ばれる。ダムレベルの1～2 mm程度の微妙な変化が割合に大きく、処理性能に効いてくることは、従来の経験からもよく知られている。

2.2.7 必要電力

KT5LLの場合使用した電力量は積算計から読みとると472 Kwhである。脱水機以外の諸機器の総容量は約30 Kwであるが、これの50 %が常時使用されていたと考える。脱水機が消費した電力は次の様に考えられる。

運転時間（汚泥処理時間）は 5.5 時間であるが実際に運転していた時間はこれに 1 時間を加算して 6.5 時間とする。1 時間あたり脱水機の動力は

$$\frac{472}{6.5} - \frac{1}{2} \times 30 = 57.6 \text{ KwH}$$

これは、75 Kw のモーターの約 77 % にあたる。

実際に測定した電流値は 26 日の平均処理量 35 m³/H のとき約 220 A であるので力率を仮に 0.8 とすれば

$$205 \text{ V} \times 220 \text{ A} \times 0.8 \times 3 \times \frac{1}{1000} = 62.5 \text{ Kw}$$

これは 75 Kw のモーターの約 83 % にあたる。

以上より、デカンタでの消費電力はモーターの定格の約 80 % となった。

2.3 遠心脱水機の実施例

O 市 Ti 処理場に処理量 20 m³/時の大型の遠心脱水機を設置した。この処理場の汚泥処理のフローシートを図 2.15 に示す。

2.3.1 薬品選定運転

室内実験の結果に基づき、3 種類のカチオン系高分子凝集剤を選定し、実機による脱水を実施した。図 2.16 にダムレベルと脱水処理性の関係を示す。ダムレベルが大きくなる程ケーキの含水率は低下する傾向がみられ、処理目標値の 75 % 以下にするためには少なくとも 450 mmφ 以上のダムレベルにする必要がある。この時の液深はボール径が 620 mmφ であるので 85 mm となる。ダムレベルを極端に大きくすると沈降分離面積が減少するため SS 回収率が悪化する。今回の場合ダムレベル 400 ～ 470 mmφ の範囲では薬品の種類に関係なく 95 % 以上の SS 回収率が得られる。図 2.17 は薬品添加率と脱水性の関係を示す。薬品添加率が増加してもケーキ含水率にはほとんど影響せず、増加するとかえって SS 回収率が低下する。これは薬品の過剰添加により汚泥粒子の電荷の逆転が起り、それによって固液分離が悪くなるためと考えられる。脱水ケーキの含水率は薬品添加率を 1 % 前後にすればダムレベルの調整により 75 ～ 76 % の脱水ケーキを得ることができる。

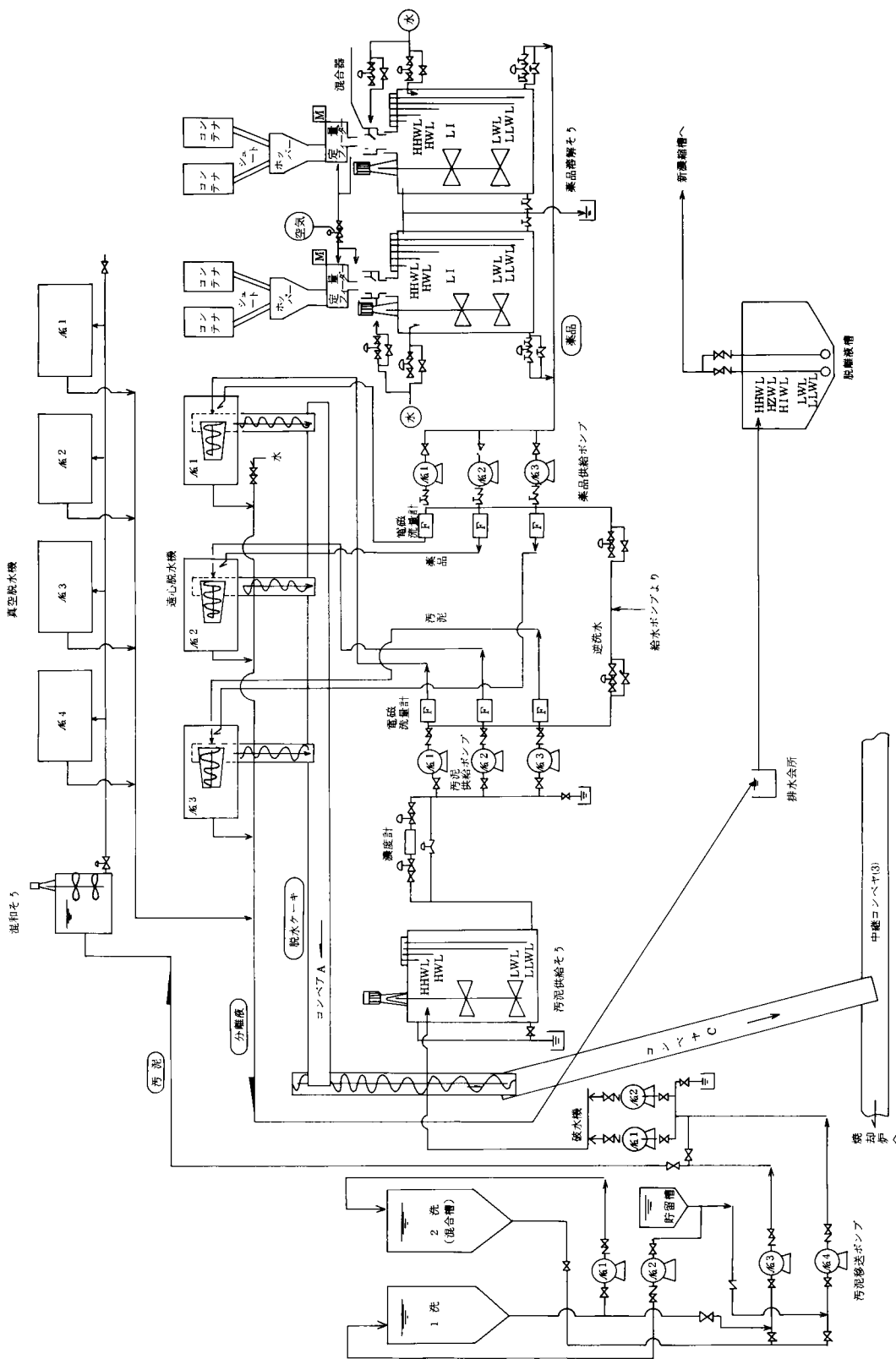


図 2.15 遠心脱水設備概略フロート
(O市Ti処理場)

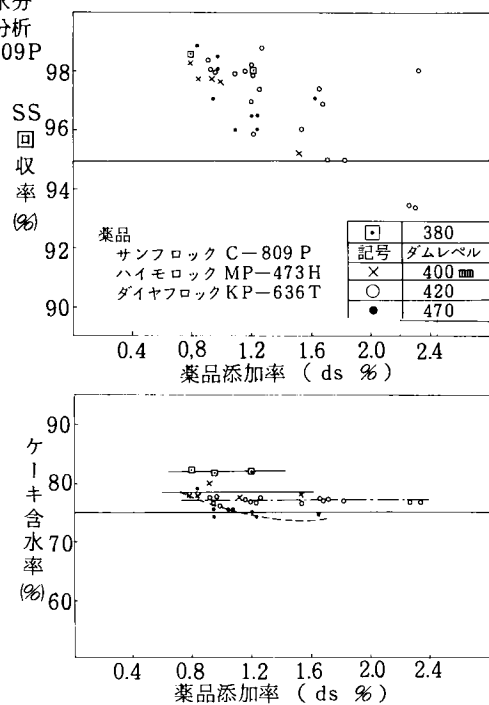
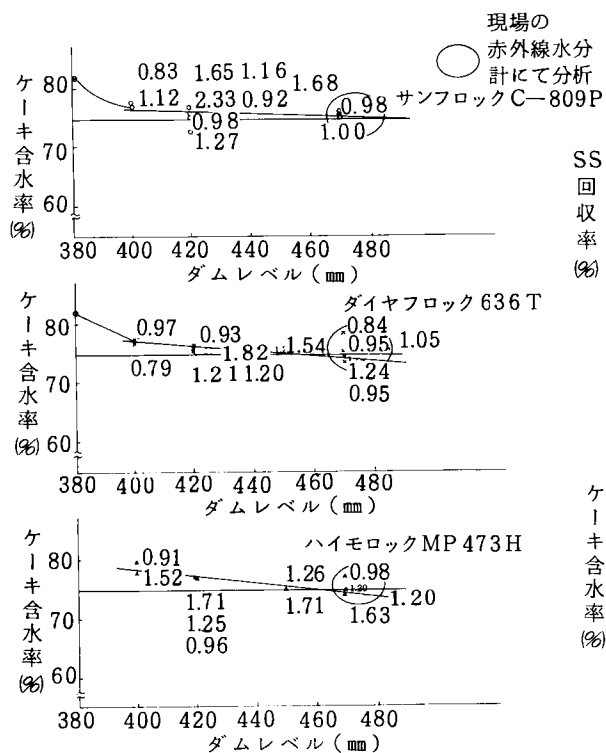


図 2.16 ダムレベルと脱水性の関係

図 2.17 薬品添加率の影響

2.3.2 原汚泥の性状

本運転中の原汚泥の性状を表 2.7 に示す。

表 2.7 原汚泥の性状

PH	5.1 ~ 6.1	VS (%)	67.7 ~ 73.6
TS (%)	2.74 ~ 4.27	繊維分 (%)	9.1 ~ 18.4
SS (%)	2.63 ~ 4.07	Mアルカリ度 (mg/ℓ)	275 ~ 640

表中の繊維分の変動巾が大きいのは生汚泥中の初沈汚泥と余剰汚泥の混合割合が変化するためである。表 2.8 にこの処理場での混合生汚泥、余剰汚泥、消化洗浄汚泥の性状を示す。

表 2.8 汚泥の性状

昭和54年2月22日

項 目 \ 汚泥種類	生 汚 泥	余 剰 汚 泥	消化洗浄汚泥
P H	5.9	6.8	5.5
T S %	3.18	0.42	2.94
V S %	72.7	76.2	74.2
纖 維 分 %TS	9.8	3.7	9.7
Mアルカリ mg/ℓ	450	340	500
コロイド値 mg/ℓ	-0.39	-0.29	-0.49
T - N %DTS	5.46	15.6	5.82
NH ₃ -N "	1.16	2.5	1.33
有機体 - N	4.3	13.1	4.51
有機体N/T-N %	78.8	84	78.9
平均粒径 μ	16.2	15.4	17.7

図 2.18 に粗繊維と余剰汚泥／初沈汚泥比の関係を示す。初沈汚泥単独では粗繊維は高く、14～15%あるのに対し余剰汚泥単独では3.7%と低い。また図 2.19 に余剰汚泥と混合生汚泥の粘度の関係を示す。同じ汚泥濃度では余剰汚泥の粘度は高く、遠心脱水機のドライビーチでの摩擦抵抗が大きく、汚泥の搬出がむずかしく機内につまる傾向となる。そのため余剰汚泥の混入率が増加すれば、ダムレベルを低くして、汚泥の掻上げ距離を小さくする必要がある。その結果脱水ケーキ含水率は高くなる。図 2.20 に汚泥の粒径分布を示す。汚泥の平均粒子径は16～28μと小さく、2月以後の余剰汚泥の混入により平均粒径は小さくなる。

2.3.3 汚泥中の繊維分と脱水性

図 2.21 は汚泥中の繊維分と脱水性の関係を示す。汚泥中の繊維分が増加するに従って、薬品添加率、ケーキ含水率は低下する。前述のように繊維分が減少することは余剰汚泥の混入率が増加したこととなる。一般に生汚泥中の余剰汚泥の割合が増加するに従って脱水性は困難となるが、今回もその傾向があらわれているためと思われる。今、薬品添加率1%（ds 当り）、ケー

キ含水率 75 % と言う処理目標を決めると、この値を満足する為の繊維分を
図から読みとると 13 % 前後となる。

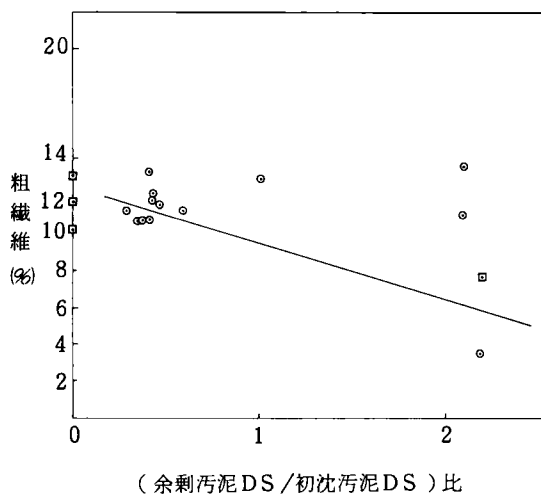


図 2.18 粗繊維と(余剰汚泥DS/初沈汚泥DS)比の関係

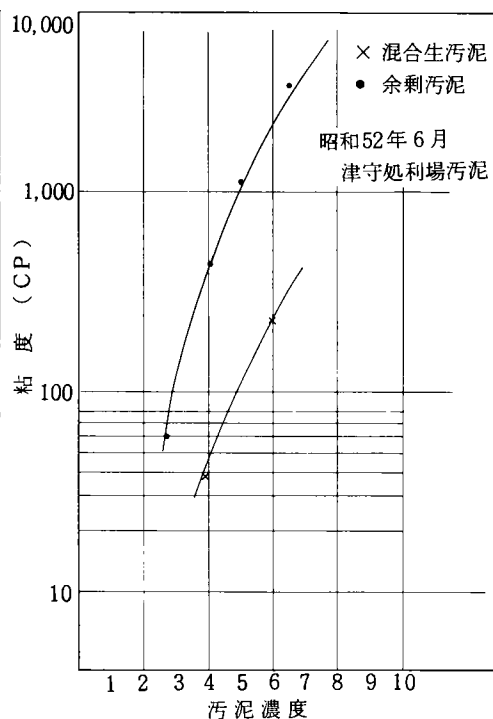


図 2.19 汚泥濃度と粘度の関係

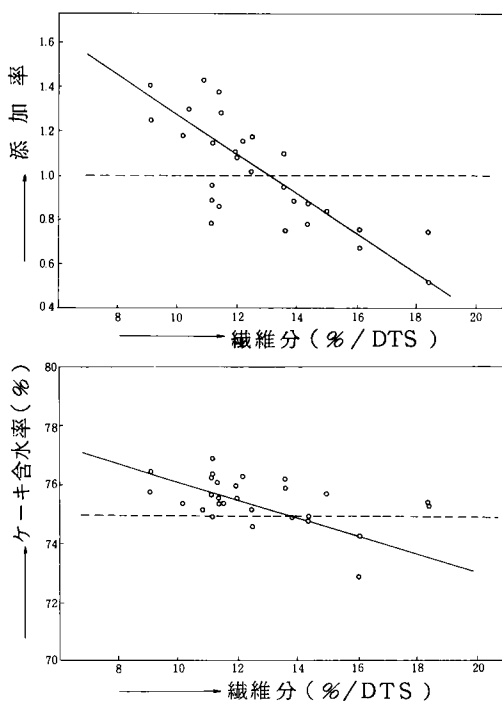
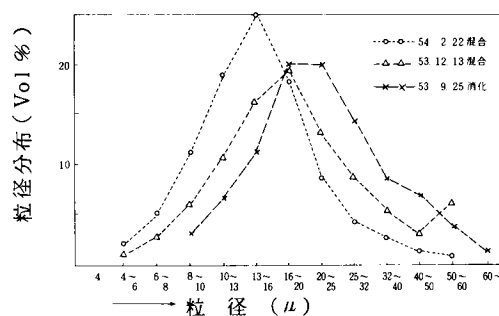


図 2.21 繊維分と添加率・
ケーキ含水率の関係



	53			54			(μ)
	9.25 消化	12.13 混合	12.20 "	2.7 "	2.22 "	2.24 "	
平均粒径	28	21	21	17	16	17	

図 2.20 汚泥の粒径分布

2.3.4 汚泥濃度

図 2.22 は、原汚泥濃度と脱水性の関係を示す。汚泥中の繊維分が 13 % 以下の場合、汚泥濃度と脱水性の関係は顕著に認められないが、14 % 以上では原汚泥濃度の増加に従って、薬品添加率およびケーキ含水率は減少する傾向を示す。特に薬品添加率はランニングコストに大きく影響するため汚泥濃度を上げる意義は高い。SS 回収率は、いずれの場合でも汚泥濃度に関係なく 95 % 以上を確保することは容易である。

2.3.5 汚泥中の有機物量

図 2.23 は汚泥中の有機物量と脱水性の関係を示す。汚泥中の有機物量が増加するに従って、ケーキ含水率は増加するし薬品添加率も増加し、脱水性は困難になる傾向がある。汚泥中の繊維分を 13 % 以上と以下に区別して考えると、図中○印の 13 % 以下の汚泥では、有機物の増加に対する脱水性の影響は大きい。14 % 以上の汚泥に対しては有機物の増加に対する脱水性の影響が小さく、汚泥中の有機量が 70 % 以上でも 1 % 以下の薬品添加率で 75 % 前後のケーキ含水率を得ることができる。

2.3.6 ダムレベルと汚泥混合比

図 2.24 に液深と汚泥混合比の関係を示す。汚泥中の余剰汚泥の割合が増加するに従ってダムレベルは小さくなる傾向があり余剰汚泥 ds / 初沈汚泥 ds が 2.80 ではダムレベルは 380 mm ϕ となる。

これは余剰汚泥の割合が増加するに従って汚泥粘度が大きくなりスクリーによるケーキの掻き上げが困難になるためである。ケーキ含水率との関係は、ダムレベルが小さくなるに従って高くなる傾向を示した。このため、汚泥中の余剰汚泥の割合が増加するに従ってダムレベルも小さくなるので、ケーキ含水率は高くなるのが容易に推定できる。

一般に余剰汚泥と初沈汚泥との比は 1 : 1 である。この場合ダムレベルは 390 となりケーキ含水率は 78~80 % 程度となったが薬品を再選定することにより 75 % 以下になると思われる。

図 2.25 に遠心脱水機の液深と掻き上げ距離の関係およびその時の沈降面

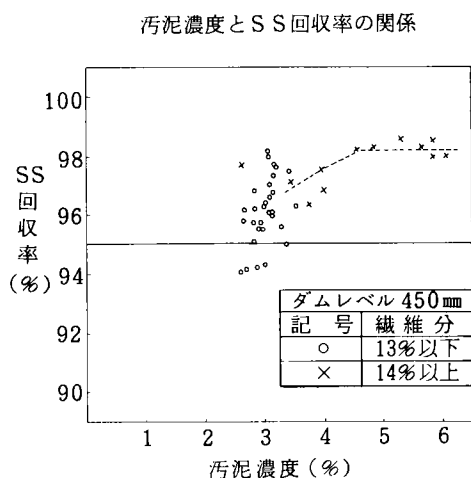
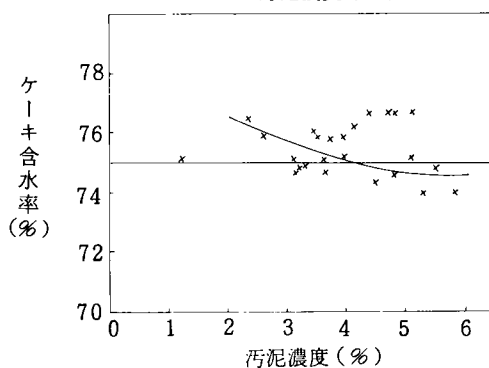
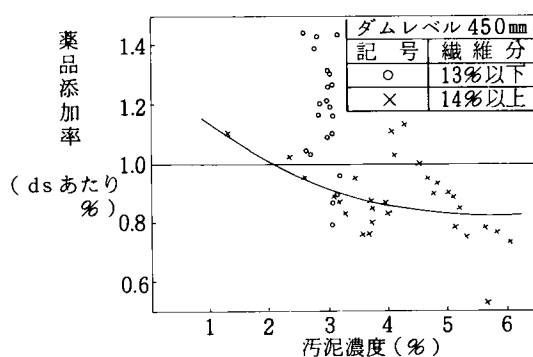


図 2.2.2 汚泥濃度と脱水性の関係

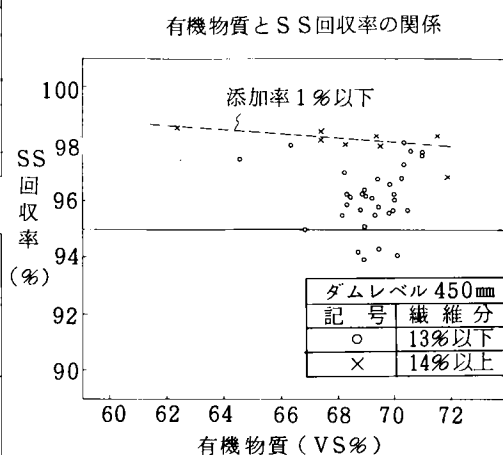
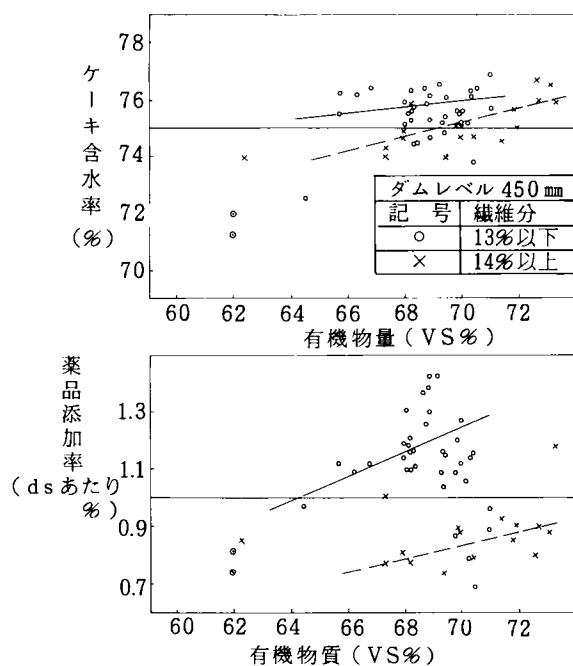


図 2.2.3 有機物量とケーキ含水率及び薬品添加率の関係

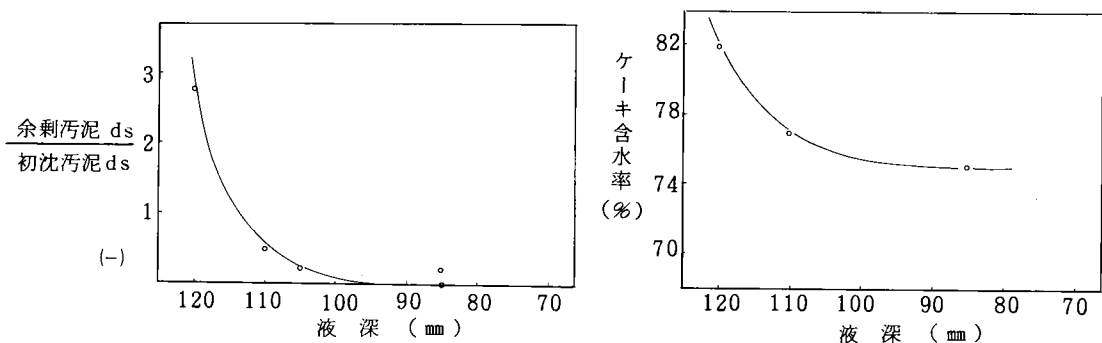
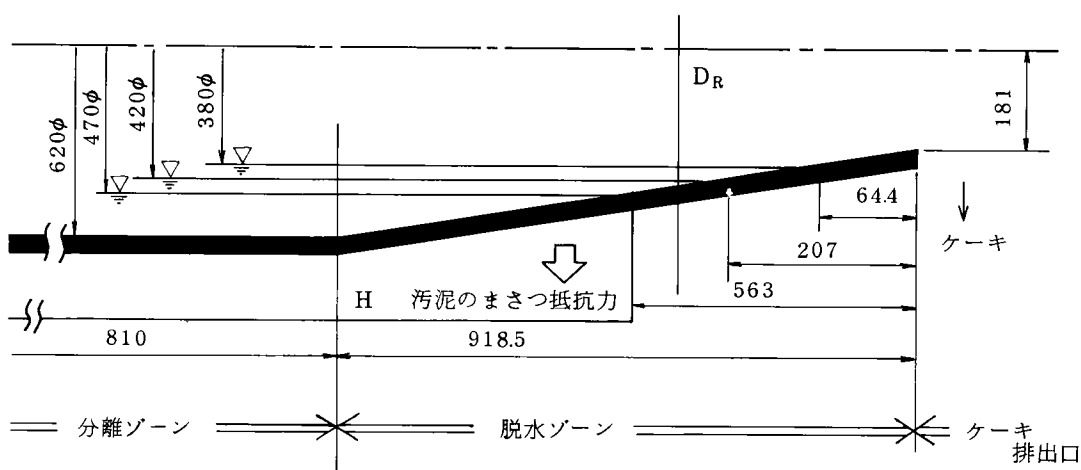


図 2.24 ダムレベルと汚泥混合比の関係

積を表 2.9 に示す。KL 型遠心脱水機は分離効果にポイントをおいているため沈降面積を一定に保つよう設計している。そのため、余剰汚泥が増加しても回収率は 95 % 以上得ることができる。



$$\begin{aligned} \text{沈降面積} &= 3.14 D_R \times H \\ \text{分離面積} &= \frac{0.81 (0.62^2 \times D_R^2) \cdot 3.14 / 4}{(0.62 - D_R) / 2} \\ \text{遠心沈降面積} &= \text{分離面積} \times G \end{aligned}$$

図 2.25 遠心脱水機液深と掻上げ距離の関係

表 2.9 ケーキ掻上げ速度 $14 \text{ rpm} \times 105 \text{ mm} \times 2 \text{ 条} = 2.94 \text{ m}^3/\text{分}$
 差速 ピッチ

ダムレベル	液 深 mm	ケーキ掻上げ距離 mm			沈降面積 m^2	分離面積 m^2	遠心沈降面積 m^2
		X	Y	実長さ			
470	75	563	54	569	1.72	1.39	3.02×10^3
450	85	456	44	460	1.80	1.36	2.95×10^3
420	100	207	29	209	2.01	1.32	2.86×10^3
400	110	136	19	137	2.00	1.30	2.82×10^3
390	115	100	14	101	1.99	1.28	2.78×10^3
380	120	64.4	9	65	1.98	1.27	2.76×10^3

前述したように、汚泥はボール内では、ボール壁に向って 2170G の力を受けており、ケーキ搬出方向への力はスクリュウの力による。余剰汚泥が多くなれば粘度が高くなり（図 2.25 の矢印方向の力が強くなり）、ボールの脱水ゾーン（ドライビーチ）での汚泥のスベリが起る。そのため汚泥の掻上げ距離を小さくする必要があり、ダムレベルを小さくせねばならない。

2.3.7 遠心脱水機の電力消費

図 2.26、図 2.27、図 2.28 にダムレベル、原汚泥濃度およびケーキ含水率と電流値の関係を示す。電流値に影響する因子としては、ダムレベルが一番大きくダムレベル $470\text{mm}\phi$ では

11.5A 、 $450\text{mm}\phi$ では 10.8A 、

$420\text{mm}\phi$ 以下では 10.0A であった。

ダムレベルが大きくなるに従って電流値が上がるのはドライビーチの距離が長くなるため、スクリュウへの掻き上げ負荷が増加するためと思われる。

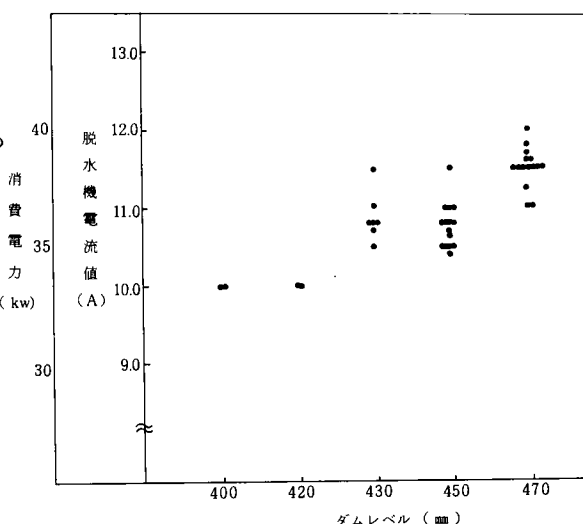


図 2.26 ダムレベルと電流値の関係

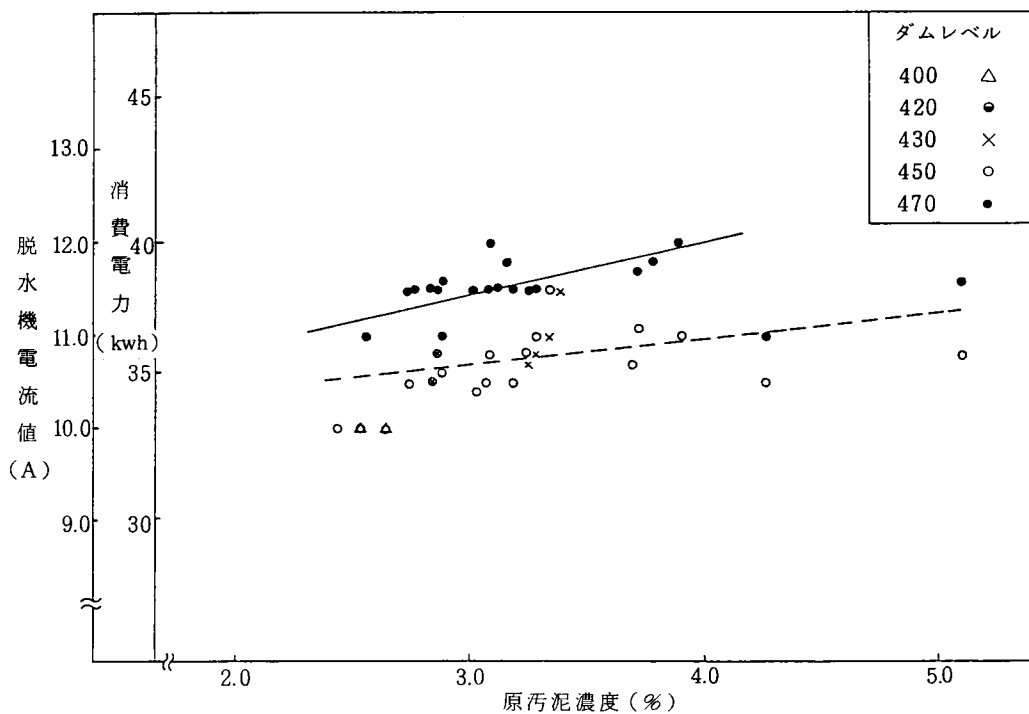


図 2.27 原汚泥濃度と電流値の関係

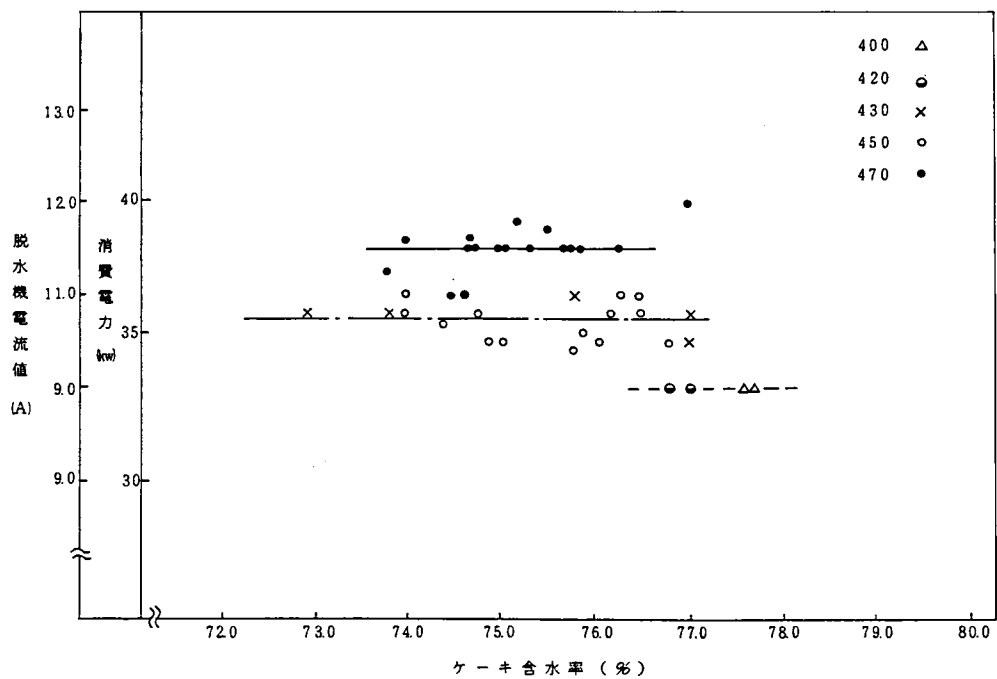


図 2.28 ケーキ含水率と電流値

第3節 ベルトプレス型脱水機による下水汚泥の脱水

3.1 ベルトプレス型脱水機の脱水原理

ベルトプレス型脱水機は2枚のろ布とロールの間でろ過脱水するもので、良好な高分子凝集剤の量産により凝集性が良く大きな離水性の高いフロックが簡便にできるようになったため、開発されたもので最近遠心脱水機や真空脱水機にかわって多く使われてきている。

この脱水機の特徴としては以下の点があげられる。

- (1) 図 2.2.9 に構造図を示すように、重力脱水、てん圧脱水、圧縮脱水、せん断脱水という4つの工程を順次経て脱水するため、被処理汚泥の性状変動に対して安定した脱水ケーキを得ることができる。即ち上記4つの過程を経て徐々に汚泥に大きな力がかかる構造のため、一度に無理な力がかからず、そのために被処理汚泥性状の変動を吸収し、最終的に大きな力をかけることができケーキ含水率やろ過速度が安定する。この各工程での脱水時間とケーキ含水率の関係を図 2.3.0 に示す。⁽⁷⁾

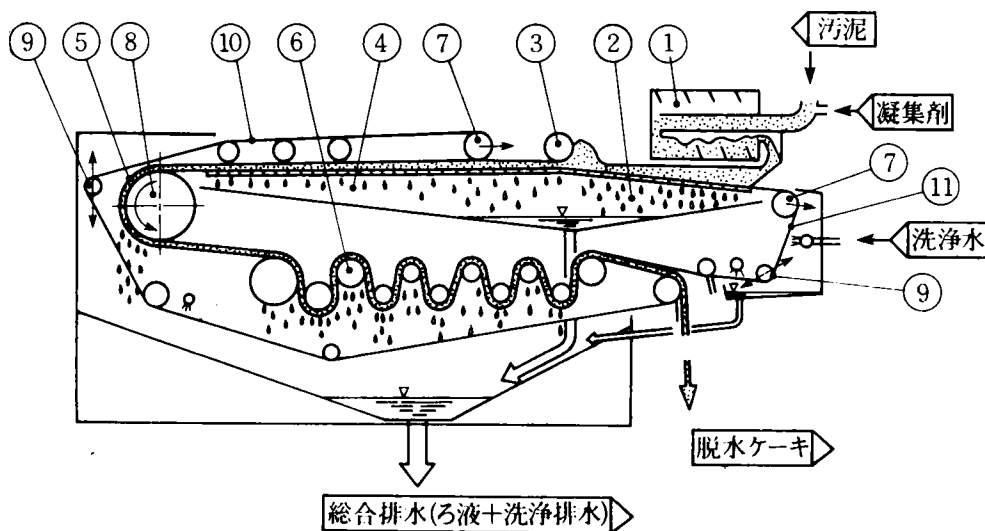


図 2.2.9 ベルトプレス型脱水機模式図

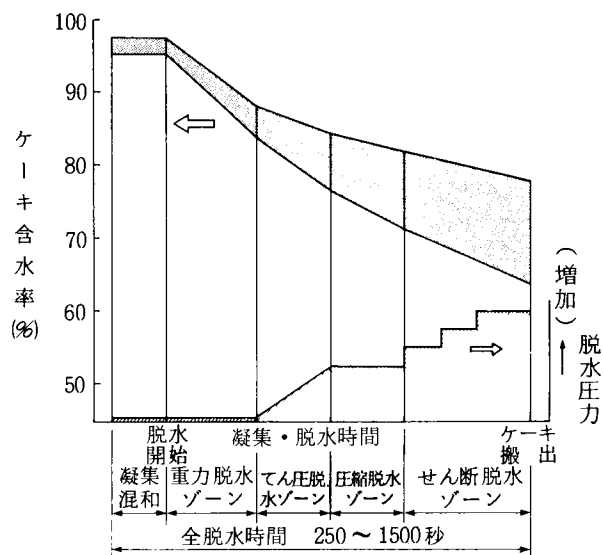


図 2.30 ベルトプレス型脱水機の脱水工程と含水率低下、および脱水時間と脱水加圧力の関係

- (2) 高分子凝集剤により汚泥を凝集するため使用するろ布は、大きな網目状で良いため、洗浄が簡便で強度の高い構造とし得る。
- (3) 20～30秒の凝集時間で良好なブロックができるため、複雑な構造の凝集混和槽を用いる必要が無い。繊維状の夾雑物がからまらないためにも回転するドラムに汚泥と凝集剤を投入する程度で十分である。
- (4) その他の構造的特徴としては、高速・高圧のかかる部材が無いなど管理し易い点があげられる。

次にベルトプレスの操作因子を上げると

- ① 薬注条件
- ② ろ布緊張圧力
- ③ ろ布走行速度
- ④ ろ布の種類

等が考えられる。

この中でろ布については、加圧脱水機や真空脱水機のろ布と異なりベルトプレス用には多くの制約がある。即ち、高分子凝集剤により調質された汚泥

は、塩鉄、石灰の凝集汚泥よりも大きいフロックはなるのがろ布の目詰まりを非常に起しやすい。そのため高分子凝集剤の凝集汚泥用のろ布としてはろ布の目をできるだけ大きく、ろ布の洗浄を容易な織目にする必要がある。さらにベルトプレスではろ布を 5 kg/cm^2 に緊張した状態で走行させるため、ろ布にはかなりの強度を持たす必要がある。このような制約条件よりベルトプレスには表 2.10 に示す 2 種類のろ布が多く用いられる。

表 2.10 使用ろ布の仕様

品 名	材 質	通 気 度 $\text{cc/cm}^2 \cdot \text{sec}$	引張強度 kg/cm	伸 び	
				5 kg/cm^2 の場合 (%)	10 kg/cm^2 の場合 (%)
OLh - L100	テトロン	150	85 (縦)	0.9	2.05
			190 (横)		
OLh - L60	テトロン	93.3	136 (縦)	1.2	1.7
			163 (横)		

3.2 ベルトプレス型脱水機の運転性能

ベルトプレスに於ける脱水性能は脱水機の操作因子よりも、むしろ処理対象とする汚泥の質によって異なる。以下に Shi 処理場で実施した 0.5 m 巾のベルトプレステスト機による各種汚泥に対する脱水テスト結果を述べる。⁽⁶⁾ 表 2.11 にこのテストプラントの主仕様を示す。表 2.12 に実験に供した Shi 処理場の生汚泥、混合汚泥、1 次消化汚泥、消化未浄汚泥、消化 1 次洗浄汚泥、および消化 2 次洗浄汚泥の性状を示す。Shi 処理場は大都市の大規模下水処理場で発生汚泥量は 70 tds/日以上もある。現在、汚泥処理設備の容量不足から汚泥の濃縮が悪く生汚泥で 2～2.5%にしかない。そのため、汚泥処理設備からの返流水が問題となっている。消化槽は反応温度 55℃の高温消化方式を採用しており、消化日数は 5 日程度である。そのため消化率が悪く 20%程度と低くなっている。

3.2.1 薬注条件

ベルトプレスの脱水に最適な高分子凝集剤の決定には前章の「高分子凝集剤による汚泥の調質」で述べた方法で決定した。その結果を表 2.13 に示す。これら高分子凝集剤を用いて薬注添加率とケーキ含水率の関係を図 2.31 に示す。これら高分子凝集剤の添加率を増加させればケーキ含水率は低くなる。また比較的汚泥濃度の低い 1 次消化汚泥と消化未洗浄汚泥は多くの高分子凝集剤を必要とし、その時のケーキ含水率は高くなる。しかし、生汚泥や混合汚泥では、薬品添加率 0.5～0.7 % 程度でケーキ含水率 74 % 以下にすることができる。このように高分子凝集剤は、消化汚泥よりも生汚泥の方に凝集効果が大きくベルトプレス型脱水機には、生脱水が向いている。

表 2.11 ベルトプレス型脱水試験設備主仕様

NO.	名 称	仕 様	電 動 機 KW	台数	備 考
1	脱 水 機	BPバンドフィルター ろ布巾 0.5 m	0.75 (駆動) 0.4 (混和)	1	
2	給 泥 ポンプ	ねじ式ポンプ 5 m ³ /hr 50φ	1.5	1	
3	薬 注 ポンプ	" 0.5 m ³ /hr 32φ	0.4	1	
4	汚布洗浄ポンプ	多段うず巻 6 m ³ /hr × 40 m ポンプ 40φ	2.2	1	
5	計装用コンプレッサ	圧力開閉式 73 ℓ/min	0.75	1	
6	薬品溶解タンク (2 槽)	SS 製 1 m ³ × 2 槽	0.75 × 2 台	1	
7	薬品フィーダー	手動式 15～40 ℓ/min	—	1	
8	汚 泥 貯 留 槽	SS 製 5.4 m ³	0.75 × 1 台	1	
9	給 水 槽	SS 製 1.7 m ³	—	1	
10	ベルトコンベア		1.0	(2)	
11	汚泥移送ポンプ	水中ポンプ(ノンフロッグ型) 50φ 8 m × 0.21 m ³ /min	0.75	1	
12	操 作 盤	—	—	1	
13	汚泥用流量計	電磁流量計 25 A 1.8～7 m ³ /時	—	1	
14	薬品用 "	" 15 A 0.7～6.4 m ³ /時	—	1	
15	洗浄水用 "	面横式 40 A 0.6～6 m ³ /時	—	1	
16	返水用ポンプ	水中ポンプ 50φ 8 m × 0.21 m ³ /min	0.75	1	
17	消化2次洗浄汚泥 移送ポンプ	ねじ式ポンプ 43 m ³ /hr 80 A	7.5	1	

表 2.1 2 各種汚泥の性状

項目 汚泥 の 種 類	P H	C O D (Mn) mg/ℓ	T S %	S S mg/ℓ	Mアルカリ度 mg/ℓ	V T S %	粗セシイ 分 %	遠心分離 (2000rpm, 20分) 上澄液			
								T S %	Mアルカリ 度 mg/ℓ	コロイド 荷 電 量 meq/ℓ	濃縮倍率 %
消化未洗浄汚泥	7.3 9	4.1 3 0	1.6 6	14.1 0 0	2.1 4 0	5.8 0	3.4	0.2 5	1.8 7 0	-0.4 2	9.0
	7.1 5 ~ 7.7 5	2.4 2 0 ~ 5.5 0 0	1.1 1 ~ 2.4 4	8.8 8 0 ~ 20.7 0 0	1.4 3 0 ~ 2.5 2 0	5.6 2 ~ 6.0 1	2.4 ~ 4.4	0.2 4 ~ 0.2 6	1.7 2 0 ~ 1.9 7 0	-0.4 5 ~ -0.4 0	5.6 ~ 1.2 5
消化1次洗浄汚泥	7.3 1	2.3 4 0	0.9 8	8.2 5 0	1.3 6 0	5.5 4	3.4	0.1 9	1.0 4 0	-0.2 7	1.7 8
	7.2 2 ~ 7.4 5	1.6 8 0 ~ 3.7 0 0	0.7 7 ~ 1.5 4	6.4 9 0 ~ 1.3 5 0 0	1.0 9 0 ~ 2.1 8 0	5.1 9 ~ 5.8 4	2.2 ~ 5.0	0.1 8 ~ 0.2 0	9.6 0 ~ 1.1 5 0	-0.3 0 ~ -0.2 5	8.0 ~ 3.3 3
消化2次洗浄汚泥	6.9 8	3.1 3 0	1.6 6	14.8 0 0	1.0 0 0	5.4 9	3.7	0.2 0	7.0 0	-0.1 8	6.5
	6.8 0 ~ 7.1 0	2.4 0 0 ~ 3.9 8 0	1.1 6 ~ 2.1 4	9.5 7 0 ~ 1.9 7 0 0	8.9 0 ~ 1.1 0 0	5.3 8 ~ 5.7 1	2.8 ~ 4.7	0.2 0 ~ 0.2 1	6.5 0 ~ 8.1 0	-0.2 1 ~ -0.1 3	4.3 ~ 8.3
生 汚 泥	5.5 4	3.9 9 0	2.1 6	18.5 0 0	3.9 0	7.6 0	1.1 6	0.3 0	3.5 0	-0.2 0	4.8
	5.5 0 ~ 5.6 1	3.7 8 0 ~ 4.1 1 0	1.9 0 ~ 2.3 5	16.3 0 0 ~ 1.9 9 0 0	3.4 0 ~ 4.4 0	7.5 0 ~ 7.7 6	9.8 ~ 1.2 5	0.2 8 ~ 0.3 2	3.4 0 ~ 3.6 0	-0.2 2 ~ -0.1 8	4.3 ~ 5.3
混 合 汚 泥	6.2 3	3.4 9 0	1.9 5	17.3 5 0	6.0 0	6.9 1	9.3	0.2 4	4.2 0	-0.2 5	6.0
	6.1 5 ~ 6.3 0	3.4 5 0 ~ 3.5 2 0	1.8 0 ~ 2.0 9	15.6 0 0 ~ 1.9 1 0 0	5.7 0 ~ 6.3 0	6.8 8 ~ 6.9 4	9.2 ~ 9.4	0.2 3 ~ 0.2 5	3.8 0 ~ 4.5 0	0.2 7 ~ -0.2 3	5.3 ~ 6.7
1 次 消 化 汚 泥	7.4 9	2.5 5 0	1.0 7	8.7 9 0	2.0 5 0	5.9 3	3.7	0.2 4	1.6 5 0	-0.3 9	1.0 1
	7.4 8 ~ 7.4 9	2.4 7 0 ~ 2.6 3 0	1.0 2 ~ 1.1 1	7.7 7 0 ~ 9.8 0 0	2.0 4 0 ~ 2.0 6 0	5.8 7 ~ 5.9 9	3.1 ~ 4.3	0.2 4	1.6 4 0 ~ 1.6 6 0	-0.4 0 ~ -0.3 7	9.1 ~ 1.1 1

(注) 上段：平均値、下段：範囲 で示す。

表 2.1 3 各種汚泥に最適な高分子凝集剤

対 象 汚 泥	最適な高分子凝集剤の品名	高分子凝集剤の添加率 (目 安)	高分子凝集剤の溶解濃度
消化未洗浄汚泥	ダイヤブロック K P - 2 0 1 G	約 0.8 %	0.2 ~ 0.3 %
消化1次洗浄汚泥	カヤブロック C - 5 9 9 - 1 P	約 1 % (汚泥濃度 0.5 5 %) 約 0.6 % (" 2.3 6 %)	0.2 ~ 0.3 %
消化2次洗浄汚泥	カヤブロック C - 5 9 9 - 1 H	約 0.8 % (汚泥濃度 0.9 2 %) 約 0.6 % (" 1.9 7 %)	0.2 %
生 汚 泥	カヤブロック C - 5 9 9 - 1 H	約 0.5 %	0.2 %
混 合 汚 泥	カヤブロック C - 5 9 9 - 1 H	約 0.5 %	0.2 %
1 次 消 化 汚 泥	ダイヤブロック K P - 2 0 1 G	約 1 %	0.2 ~ 0.3 %

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化1次洗浄汚泥	消化2次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○	●	△	●	○	○

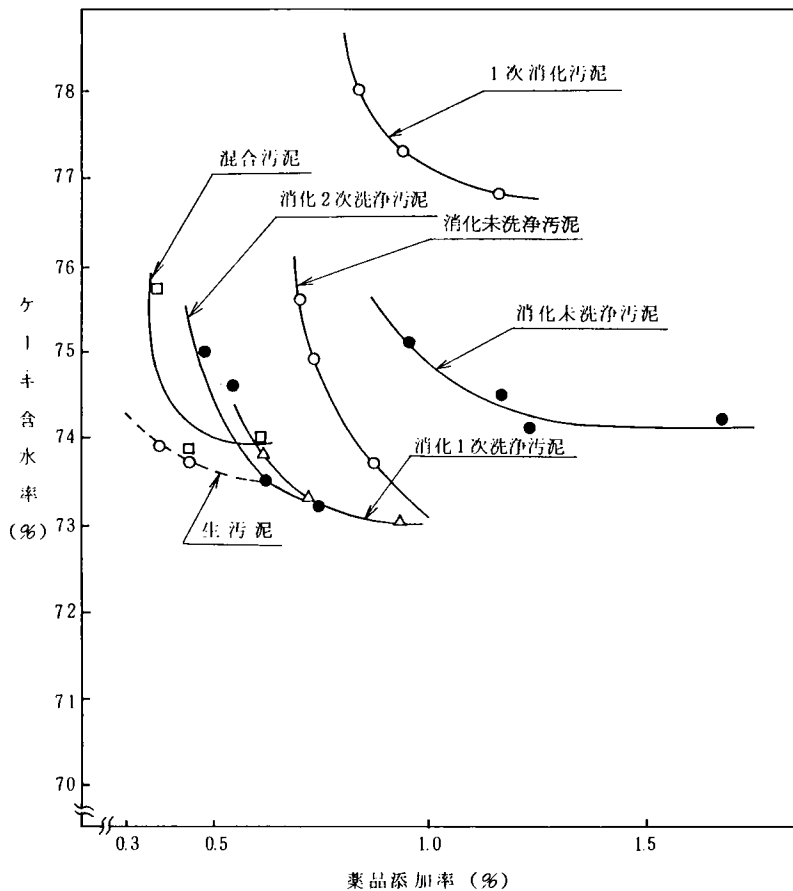


図 2.3.1 各種汚泥の脱水性能

3.2.2 ろ布緊張圧力

ベルトプレス各ロールでは、ろ布の緊張力は図 2.3.2 に示すように直接脱水ケーキの脱水圧力になる。

この関係は

$$2T \cos \theta_0 = P \times \frac{D}{2} \int_{\theta_0}^{\theta_1} \sin \theta d\theta \quad (2-1)$$

$$\theta_0 + \theta_1 = \pi - \theta_0 \quad \text{より}$$

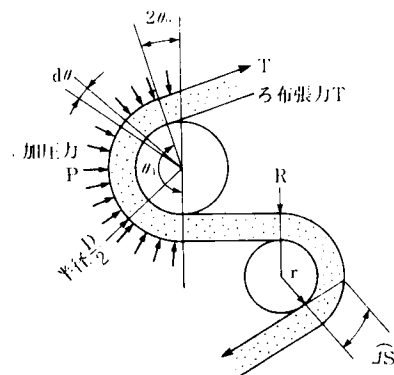


図 2.3.2 圧縮・せん断脱水ゾーン

$$P = \frac{2T}{D} \quad (2-2)$$

となる。ここで P : 脱水圧力 (kg/cm^2)

T : ろ布張力 (kg/cm)

D : ロール径 (m)

図 2.3.3 にろ布緊張圧力とケーキ含水率の関係を示す。汚泥の種類によりケーキ含水率は異なるがろ布緊張圧力が増加すれば脱水圧力が高くなるためケーキ含水率は低くなる。しかし比較的脱水性のよい混合汚泥や消化 2 次洗

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化 1 次洗浄汚泥	消化 2 次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1 次消化汚泥
記号	○	●	○	●	△	△

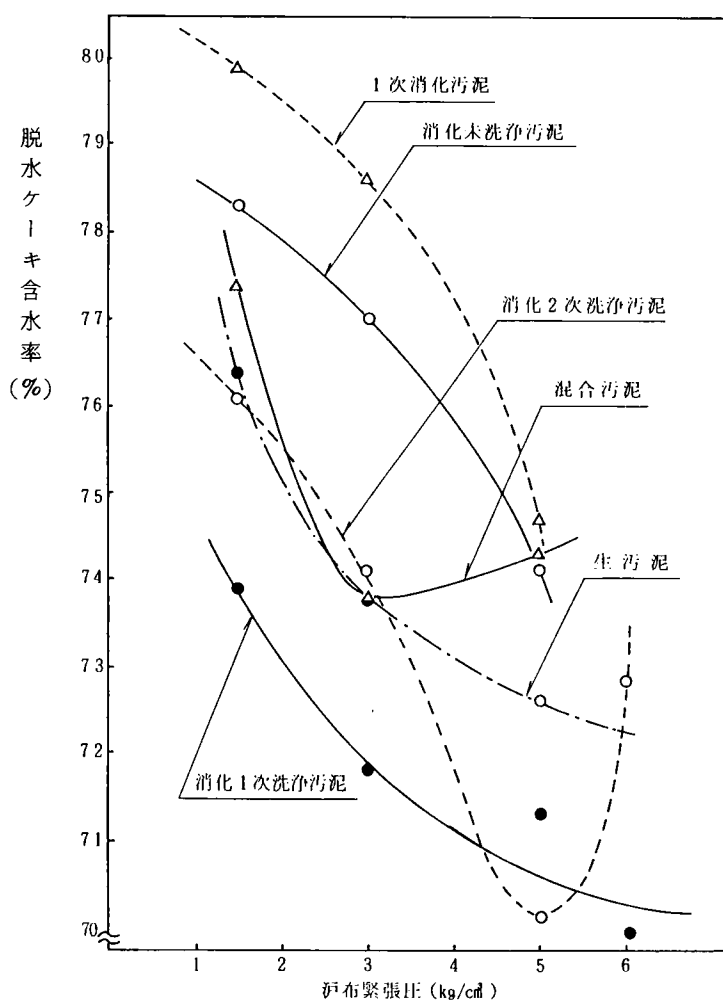


図 2.3.3 各種汚泥の脱水性能

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化1次洗浄汚泥	消化2次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○	●	○	●	△	△

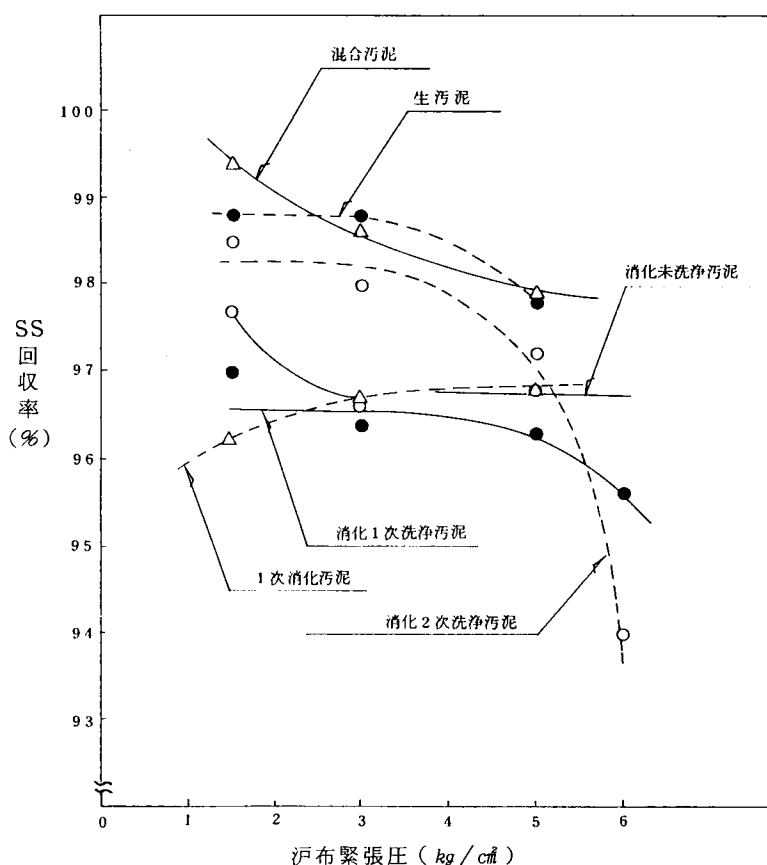


図 2.3.4 各種汚泥の脱水性能

浄汚泥については、ろ布緊張圧 3 kg/cm^2 以上であればケーキ含水率は一定になり、ろ布緊張効果が小さくなる。また図 2.3.4 にろ布緊張圧と SS 回収率の関係を示す。ろ布緊張圧が高くなれば脱水ケーキに加わる圧力が増加し、ろ布の目から SS がぬけだし SS 回収率が低下する。3～5 kg/cm^2 程度ではそれほどの低下はみられなかったが 6 kg/cm^2 以上になると SS 回収率は低下する。ベルトプレス型脱水機の場合には、ろ布の通気度は表 2.10 に示すように $150 \text{ cc/cm}^2 \cdot \text{sec}$ と大きく脱水ケーキの厚さも 10 mm 程度となり加圧脱水機のケーキろ過とは異なる。そのため脱水圧力が増加すれば、SS 回収率は低下する。つぎにケーキの剝離性とろ布緊張圧の関係を図 2.3.6 に示す。

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化1次洗浄汚泥	消化2次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○	●	○	●	△	△

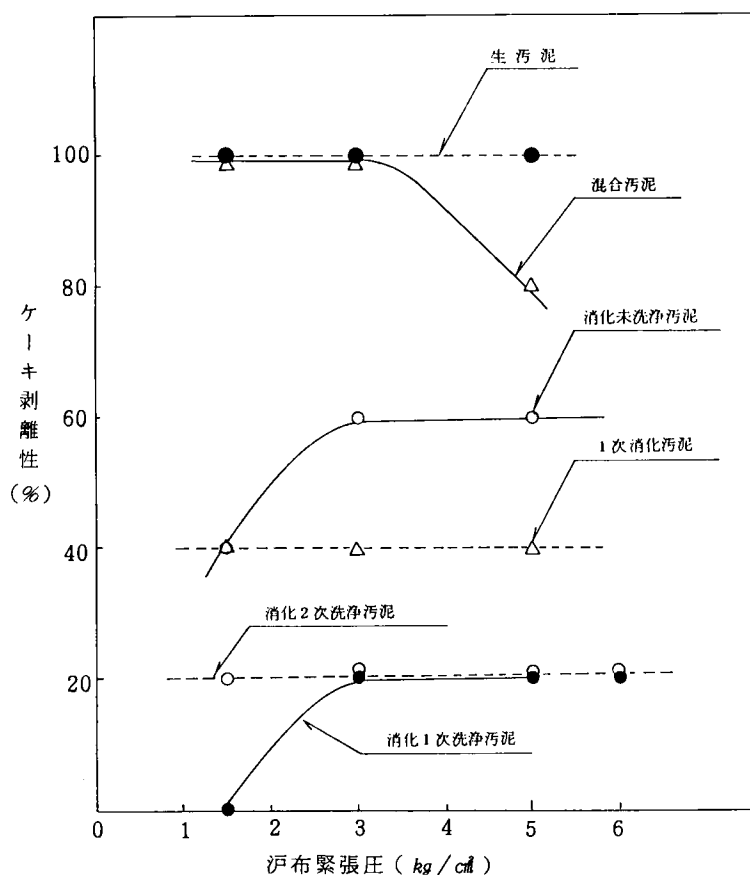


図 2.3.5 各種汚泥の脱水性能

ケーキの剥離性はろ布幅方向に自然剥離している部分が幅全体に対して占める割合で示す。

凝集剤の効果が大きい生汚泥，混合汚泥は自然剥離が80%以上と非常に良好であるが，汚泥濃度が低い消化1次洗浄汚泥や消化2次洗浄汚泥では20%以下となる。ろ布緊張圧との関係では3 kg/cm²以上あればケーキ剥離性にはそれほど影響しなかった。

以上の結果ろ布緊張圧は5 kg/cm²と一定した。

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化汚泥	消化2次汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○ ●	○	○	●	△	△

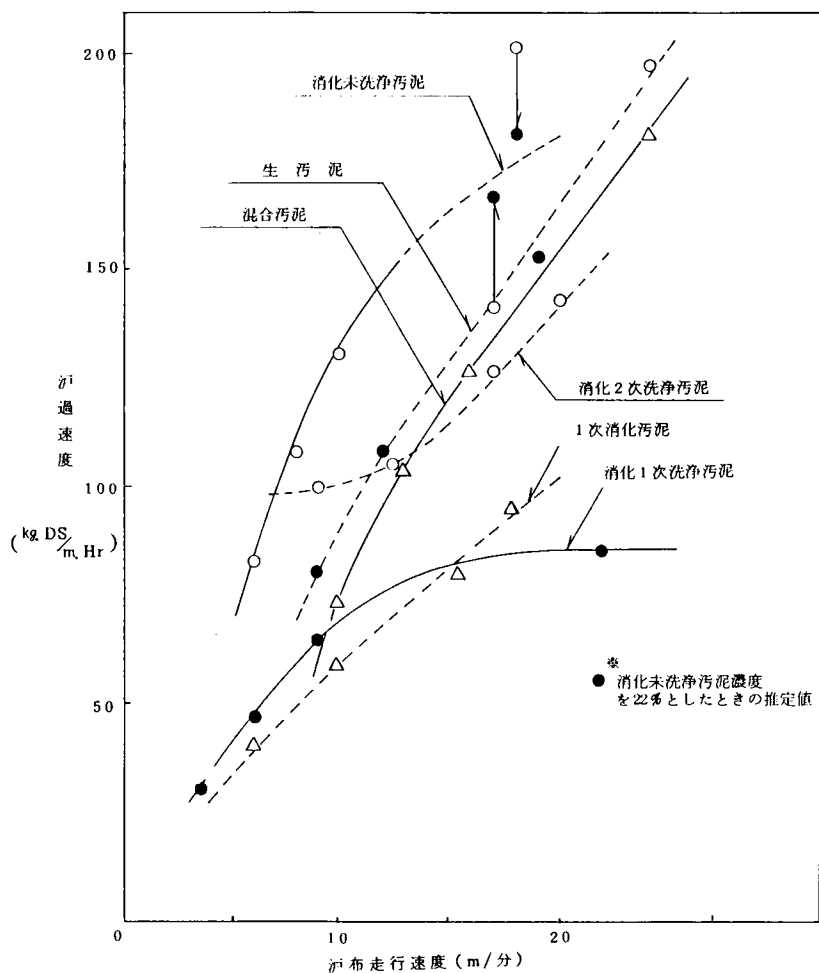


図 2.3.6 各種汚泥の脱水性能

3.2.3 ろ布走行速度

ベルトプレスの場合、真空脱水機と同様にろ布速度を早くすればろ過速度は大きくなるがケーキ含水率が高くなる。図 2.3.6 にろ布走行速度とろ過速度の関係を示す。生汚泥と混合汚泥のように高分子凝集剤による凝集効果の大きい汚泥は、ろ過速度を上げればろ過速度は増加するが、消化1次洗浄汚泥のように、汚泥濃度の低い汚泥ではろ布走行速度を大きくしてもろ過速度は増加しない。図 2.3.7 にろ布走行速度とケーキ含水率の関係を示す。混合

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化1次洗浄汚泥	消化2次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○	●	○	●	△	△

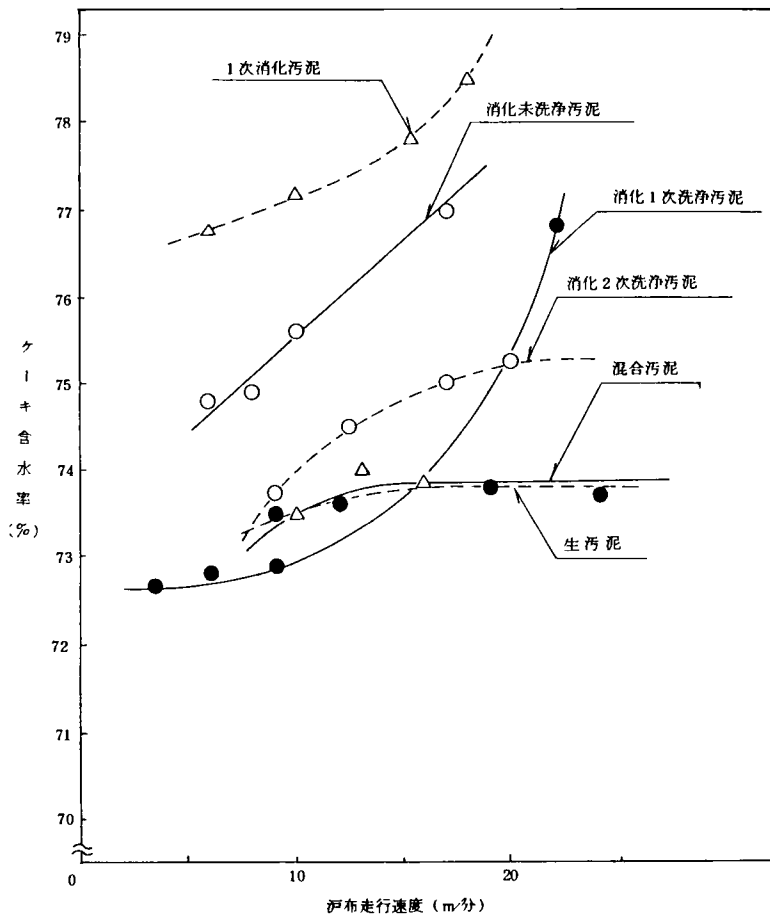


図 2.37 各種汚泥の脱水性能

汚泥と生汚泥はろ布速度を早くしてもケーキ含水率は74%以下と良好であったが、消化汚泥ではろ布走行速度を大きくすればケーキ含水率は高くなりろ布走行速度を大きくとることはできない。

3.2.4 汚泥濃度と脱水性

投入汚泥濃度と脱水機の性能とは極めて関係が深い。図 2.38 と図 2.39 に汚泥濃度とろ過速度の関係を示す。図 2.38 は Shi 処理場の汚泥, 図 2.39 は他の処理場の汚泥である。いずれも汚泥濃度の上昇に従ってろ過速度が上昇する。特に同一処理場の汚泥ならば、生汚泥, 消化汚泥関係なく汚泥とろ

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化1次洗浄汚泥	消化2次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○	○	△	▲	□	■

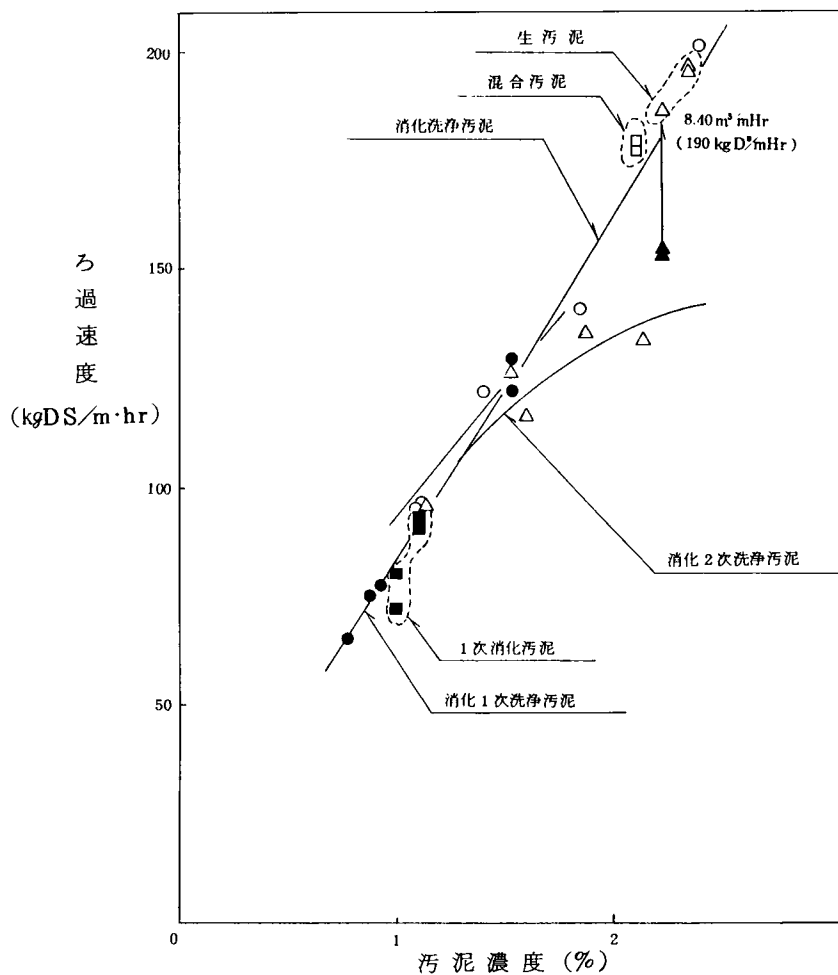


図 2.38 各種汚泥の脱水性能

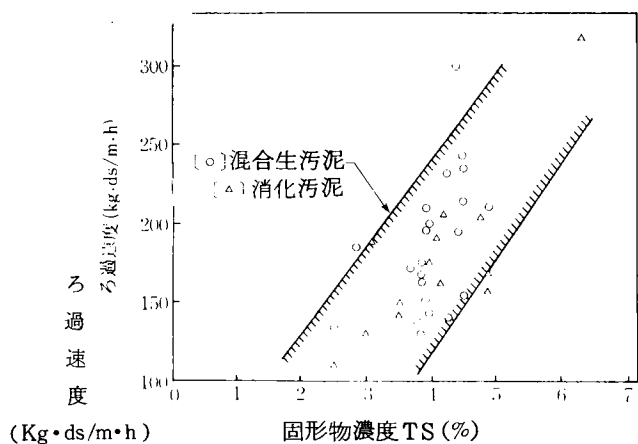


図 2.39 下水汚泥の固形物濃度とろ過速度

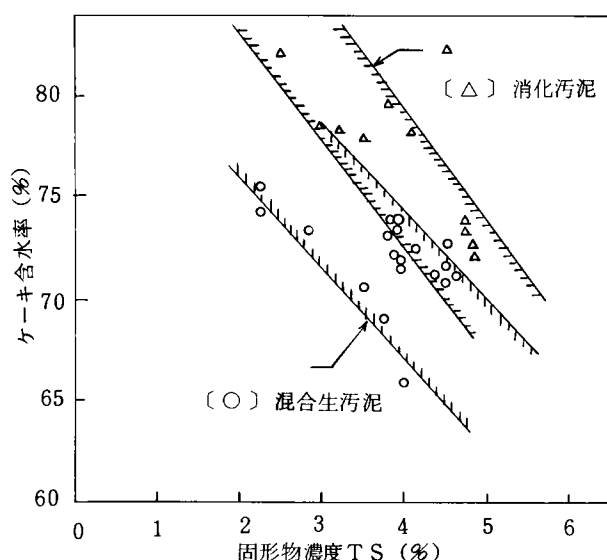


図 2.40 下水汚泥の固形物濃度とケーキ含水率

過速度とは比例関係にある。また図 2.40 は投入汚泥濃度とケーキの含水率の関係である。ベルトプレスの場合は濃度の上昇に伴ってケーキ含水率の低下の傾向がみられる。これらは投入汚泥濃度が高ければ高いほど、分離すべき水量が少なくてよいために単位面積のろ布あたりに乗る固形物量が多くなり、且つ各脱水ゾーンが有効に働くためである。なお消化汚泥と混合生汚泥を比較すると、一般的に混合汚泥の方がケーキ含水率が低くなる。これは消化汚泥の方がフロックが細分化し、フロックの核となる粗繊維が減量し、脱水に適した凝集状態が得られにくいためであろう。

図 2.41, 図 2.42 は投入汚泥濃度と薬注率の関係である。投入汚泥濃度が高いほど薬注率が減少していく。これは凝集剤が有効に固形分に作用している結果である。

いずれにしても投入汚泥濃度の問題は脱水性の向上に大きく関与し、濃縮システムの改善（濃縮機の設置など）が重要な課題となる。

3.2.5 有機物量と脱水性

次に、汚泥中の有機物量（強熱減量）がベルトプレスのろ過速度におよぼす影響を図 2.43 に示す。強熱減量の増加と共にろ過速度が若干減少する。

各種汚泥	消化未洗浄汚泥	消化1次洗浄汚泥	消化2次洗浄汚泥	生汚泥	混合汚泥	1次消化汚泥
記号	○	●	△	△	□	■

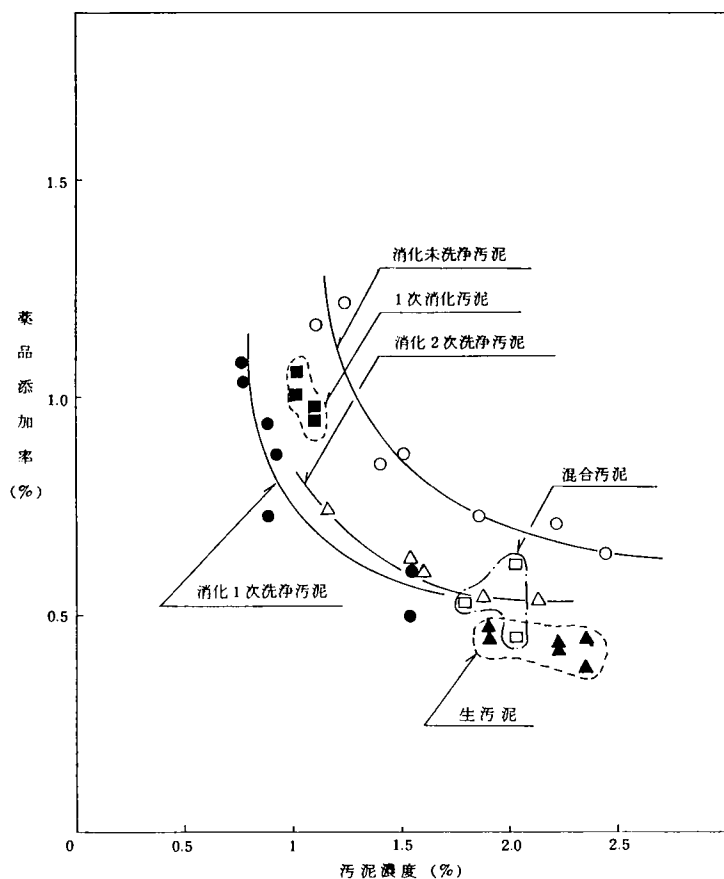


図 2.41 各種汚泥の脱水性能

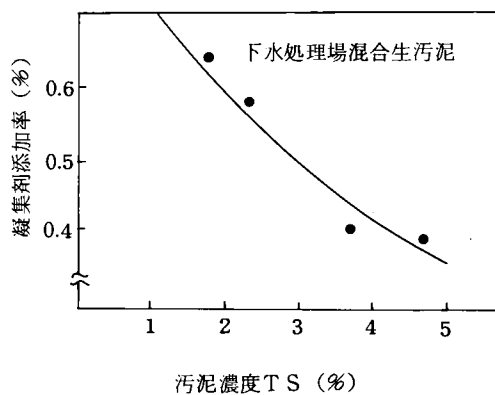


図 2.42 下水汚泥の強熱減量とろ過速度

これは汚泥中の有機物が親水性の高いコロイド状で圧密性が悪く有機物の割合が増すほど脱水性が悪化することを示す。同様に図 2.4.4 に下水汚泥の強熱減量とケーキ含水率の関係を示す。有機物量が増加すればケーキ含水率

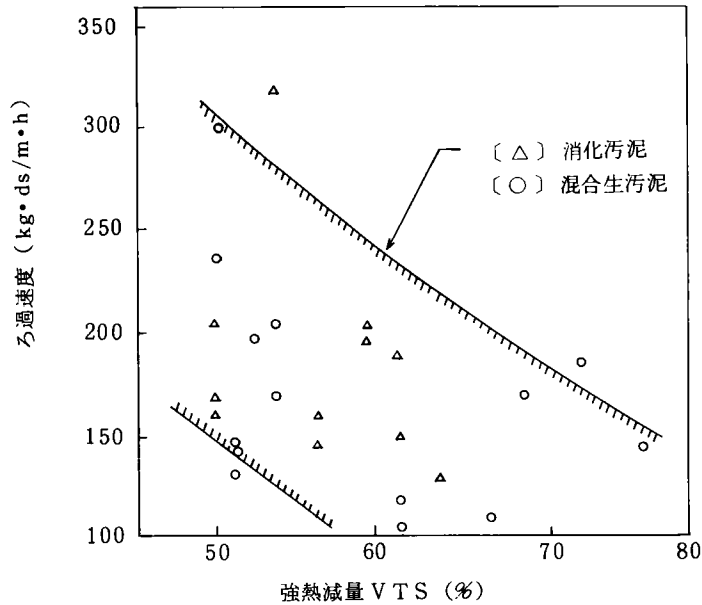


図 2.4.3 下水汚泥の強熱減量とケーキ含水率

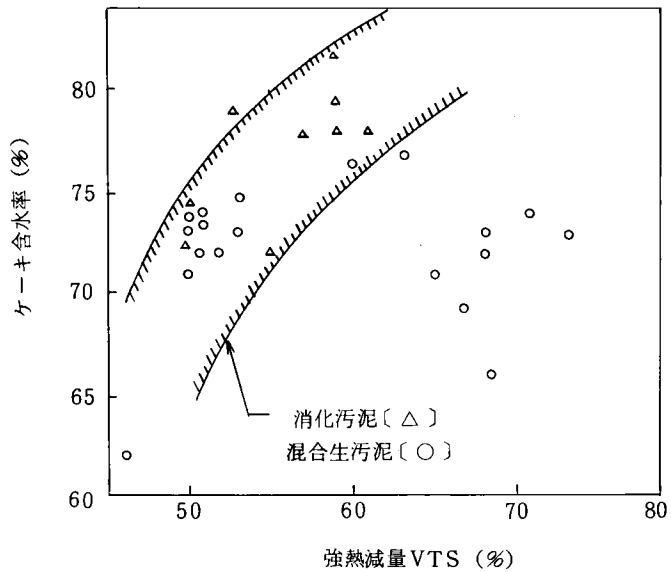


図 2.4.4 ベルトプレス脱水機配置例(ろ布巾3m)

は高くなり十分な脱水が行えなくなる。高分子凝集剤の種類を選定は脱水性能を左右する大きな問題の一つである。一般にはジャーテストや小型機を用いて汚泥の性状に合ったものを選定するが、このとき十の荷電度（カチオン度）が一つの目安になる。前章の凝集剤テストの図 2.5 はベルトプレスでの実験による凝集剤カチオン度と脱水ケーキ含水率の関係である。分子量との関係もあろうがこの混合性汚泥に対しては、カチオン度 3 ～ 4 [meg/g] 程度のものが良好に作用している。

3.3 ベルトプレス型脱水機の実施例

昭和 54 年 3 月に A 市 ka 下水処理場にろ布巾 3 m タイプのベルトプレスを設置した。⁽¹³⁾ 表 2.14 に月別脱水成績を示す。投入汚泥濃度は冬期に高く夏期に低い傾向を示している。この汚泥の 6 月における VTS は 74 % であった。脱水成績は比較的的良好で年間を通じて凝集剤添加率が 0.6 % 以下で、ろ過速度 180 kg·ds/m·hr 以上、含水率 73 ～ 76.5 %，SS 回収率 98 % 以上で保っている。これは投入汚泥濃度が比較的高いことが原因と思われる。

表 2.14 月別脱水成績（ベルトプレス）

項 目	4 月	5 月	6 月	7 月	8 月	9 月	10月	11月	12月	総平均
汚 泥 濃 度 [%]	5.00	4.67	4.19	4.31	3.86	3.45	4.41	4.32	4.51	5.21
凝集剤添加率 [%]	0.57	0.50	0.50	0.49	0.55	0.60	0.52	0.47	0.45	0.52
ろ 布 緊 張 圧 [kg/cm ²]	3.1	2.9	3.0	3.0	3.0	3.0	3.4	3.4	3.0	3.1
ろ 布 走 行 速 度 [m/min]	1.1	0.9	0.9	1.0	0.9	1.0	1.1	1.0	1.0	1.0
ろ 過 速 度 [kg·ds/m·h]	225	193	219	211	188	181	210	208	203	203
ケーキ含水率 [%]	75.5	75.5	73.3	73.9	73.3	73.7	73.1	74.6	74.6	74.3
SS 回 収 率 [%]	98.7	98.6	98.6	98.7	98.5	98.4	98.6	98.7	98.7	98.6

また、この処理場が凝集剤の選定にかなり神経を使っており、脱水機の特性と同時に汚泥性状に追随した維持管理を行った結果である。

第4節 高分子凝集剤による脱水効率化のまとめ

下水汚泥の調質用の薬品として数多くの高分子凝集剤が有効であり、特にベルトプレス型脱水機には高カチオン度のものが有効であった。以下に遠心脱水機とベルトプレス型脱水機の運転結果を要約する。

- ① 遠心脱水機の場合には大型化が進むにつれ液深が大きくなることができるため低G値での脱水が可能である。この時の各脱水機の運転条件は表2.15になる。

表 2.15 運 転 結 果

	KT-I L	KT-3 L L	KT-S L	KT-S L L
処 理 量 m^3/Hr	1	10	20	30
必要G値 G	3,200	3,100	2,170	2,170
差動回転数 rpm	10	15	8.6～14.2	14.2
液 深 mm	50	100	85	100
汚 泥 濃 度 %	4.0	4.8%	2.6～4.1	3.1～4.6
薬 注 率 % tds	0.85	0.66	0.8～1.2	0.5～0.9
ケーキ含水率 %	72.6～76.6	72.7～74	74～76	68～74
回 収 率 %	98	98	95	95

- ② 下水汚泥の遠心脱水に有効な高分子凝集剤は中カチオンであり、その適用性についてはそのつど高分子選定テストが必要である。
- ③ 余剰汚泥の増加により汚泥の粘度が高くなり脱水機内のドライビーチでの汚泥のスベリが起るため、液深を深くせねばならず、ケーキ含水率は増加する。
- ④ 一方、ベルトプレス型脱水機は、遠心脱水機のような大きな動力もいらず、省エネ型脱水機として、最近各地の下水処理場で採用されだした。ベルトプレス型脱水機の場合、混合汚泥、消化汚泥に対する脱水条件は、汚泥濃度により変るが、概ね凝集剤添加率0.5～0.8%、ケーキ含水率72～80%で、ろ過速度120～200 $\text{kg}\cdot\text{ds}/\text{m}\cdot\text{hr}$ となる。

- ⑤ 各種汚泥の脱水結果，ベルトプレス型脱水機では，脱水しやすい汚泥から順に，生汚泥，混合汚泥，消化二次洗浄汚泥，消化１次洗浄汚泥，消化未洗浄汚泥，１次消化汚泥とする。
- ⑥ Ka処理場での実施プラントの一年間の調査結果に於いても高分子凝集剤添加率 0.5～0.6%，ろ過速度 180～200 kg/m・hr，ケーキ含水率 73～75%と非常に良好な結果であった。

以上のように高分子凝集剤による調質の有効性が明らかになったが，現在さらにこのベルトプレス型脱水機を改良してケーキ含水率を 70%程度にまで脱水する高効率のベルトプレス機の開発を行っている。

参 考 文 献

- 1) 衣笠美弘，河杉忠昭，清水治「食品廃水処理における汚泥処理について」
Mew Food Industry Vol 13 No. 1
- 2) 平岡正勝「スラッジの処理技術と装置」化学工学協会編
培風館，昭和 53 年 10 月
- 3) 大西春樹，花咲徹，平岡正勝他「CSTによる下水汚泥脱水処理の管理について」環境技術 Vol 9 No. 3 (1980)
- 4) 今泉泰史「スクリュープレス機を用いた下水汚泥の加温圧搾脱水に関する研究」NGK環境装置ニュース No. 4
- 5) 清水治，松尾英介，中村一郎「下水汚泥の脱水システムと実際」
環境創造 80/12
- 6) 東京都下水道局施設管理部「芝浦処理場汚泥脱水調査報告書」
昭和 56 年 10 月
- 7) 徳永清彦，森峯亮一他「ベルトプレス型脱水機の開発と運転実施」
クボタ技報 Vol 5 No. 1
- 8) 大阪府下水道技術・改善対策研究会「下水汚泥の処理処分対策研究」
昭和 51 年度報告書 昭和 52 年 3 月
- 9) 須賀増幸，永井一郎，館川一三「遠心分離機における汚泥脱水について」
昭和 53 年第 15 回下水道研究発表会講演集

- 10) 谷和夫「凝集剤が脱水性能におよぼす影響」
汚泥研究年報 1980 環境技術研究会
- 11) 須賀増幸「大阪市の三下水処理場にみる大型遠心脱水機による汚泥処理について」汚泥研究年報 1980 環境技術研究会
- 12) 海淵養之助・提武「下水道終末処理施設」－ 汚泥編
地人書館 昭和 45 年 3 月
- 13) 森峰亮一，石見忠之，大島秀博「ベルトプレス型脱水機(有効布幅 3 m)の運転結果」第 17 回下水道研究発表会講演集 昭和 55 年度
- 14) 柔元康雄，清水治，松尾英介「下水汚泥の効果的濃縮法」
環境技術 Vo 17 No. 5

第3章 無薬注（低温加圧熱処理）システムによる 下水汚泥の脱水プラントの効率化

薬品を用いて汚泥を処理する場合、薬品費の浪費と薬品の添加による汚泥量の増量にともなう処分費の増額と、多くの資源の消費をまねている。⁽¹⁾ そのため下水汚泥を無薬注で脱水処理できれば、汚泥処理のエネルギー効率化に大きく寄与する。⁽²⁾ そこで無薬注による汚泥の調質法として、低温加圧熱処理法の開発研究を行った。

従来、下水処理場で発生する汚泥の処理処分は、嫌気性消化後、石灰や塩化鉄等の薬品添加による脱水処理を基本としていたが、最近の急激な都市構造の変革、地価の高騰など相まって、広大な敷地面積を要する消化方式の採用が困難となってきた。そこで、生汚泥脱水方式の採用が考えられるが、脱水助剤として多量の塩化鉄や石灰が必要なことや、薬品添加による汚泥量の増大や、処分先での石灰の流出、および石灰等のアルカリ金属による焼却炉での汚泥中の3価クロムの6価クロムへの移行等の問題を引き起こしており、^(3,4) 安易に生汚泥脱水法の採用も困難である。

そこで、生汚泥脱水や、消化脱水方式に代わる新しい処理法として、熱処理法の採用が検討されている。⁽⁵⁾⁽⁶⁾⁽⁷⁾ この方法は、汚泥中に含まれているタンパク質に熱変性を与えて、親水性のコロイドを疎水性のコロイドに変化させることによって、汚泥の沈降性、脱水性を向上させる方法である。この反応は、汚泥を酸素のない雰囲気、反応温度 200℃程度に保つことにより起こると考えられていた。

この熱処理法の一変法として、反応缶に空気を吹き込む低温加圧方式の熱処理を開発し、一連のテストを実施した。その成果としてKa処理場とK下水処理場で実施プラントを建設されるに致った。以下に、この低温加熱処理プラントの原理と、熱処理プラントを中心とした低温加圧熱処理システムとしての脱水、焼却、分離液処理、臭気処理についての検討を行った。

第 1 節 低温加圧熱処理による下水汚泥の調質

1. 1 低温加圧熱処理の原理

現在，用いられている熱処理法の方式と反応条件を図 3. 1 に示す。熱処理

					反 応 缶 式	熱 交 換 器 形 式	
		雰 囲 気	温 度 ℃	圧 力 kg/cm ²			
熱処理法	高温法	ボーチャス法	無酸素	180~200	18~20	たて形円筒缶	二重管方式 (間接)
		ファーラー法	無酸素	180~200	18~20	パイプライン	二重管方式 (間接)
		A 社 法	無酸素	180~200	18~20	たて形円筒缶	多重効用方式
		フォンロール法	無酸素	180~200	18~20	たて形円筒缶	二重管方式 (間接)
	低温法	低温加圧法	酸 素	135~165	7~10	たて形円筒缶	二重管方式 (間接)
		低酸化法	B 社 法	酸 素	170~200	30~40	たて形円筒缶

図 3. 1 現状における熱処理法の形式

法は，大きく分けて高温熱処理と低温熱処理にわけることができる。高温熱処理はいずれも，反応条件は無酸素雰囲気，反応温度 180℃～200℃，反応圧力 18～20 kg/cm²である。この高温法のメリット，デメリットについては，土木学会が中心となり，2～3 の実用機による運転結果にもとづいて報告している。^{3) 4)}

そのメリットは，石灰等の薬剤をまったく使用することなく，脱水性の改善がおこなわれ，フィルタープレス等の機械脱水で含水率 55 % 以下の脱水ケーキを得ることであるが，解決しなければならない問題として，汚泥の可溶化の問題，臭気の問題，さらに熱交換器での有機物の焼付けの問題等が指摘されている。これらの原因はいずれも，反応温度が高いことに起因している。このため，反応温度が低くて汚泥の脱水性を改善できる低温加圧方式の熱処理が注目されている。

そこで、低温加圧方式の熱処理による各種下水汚泥の脱水性の改善と、分離液の性状を把握するため、室内実験を実施した。

テストは低温加圧方式の有効性を検討するために、主として反応温度、空気（酸素）供給量および反応圧力をパラメーターとして実施した。得られた結果を図 3. 2 ～ 4 に示す。テストに使用した汚泥の濃度は 3. 2 ～ 4. 1 % である。図 3. 2 は供給酸素が脱水性改善に及ぼす効果を、図 3. 3 は酸素雰囲気中で反応させた時の反応温度と脱水性改善の関係を、図 3. 4 は酸素雰囲気ならびに無酸素雰囲気（ N_2 雰囲気）における反応圧力と脱水性改善の関係をそれぞれ示したものである。

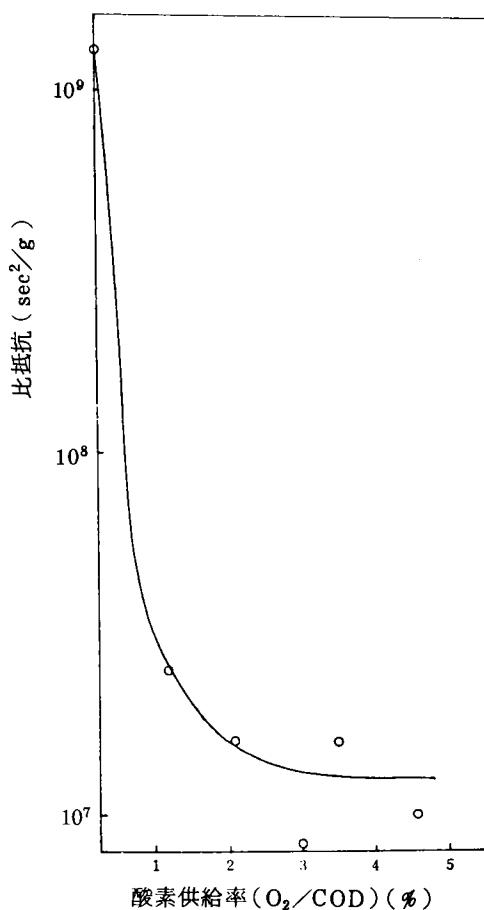


図 3. 2 酸素供給率と比抵抗の関係

いずれも空気を用いた時には、反応温度 135 ～ 145 ℃ で比抵抗は $10^7 sec^2/g$ 程度となり実用的な脱水が可能となるが、同等の脱水性を得るためには空気を用いない従来方式では 170 ℃ 以上の反応温度が必要である。一方、反応圧力については図 3. 4 のように飽和蒸気圧より大きい $7 kg/cm^2$ 以上の反応圧力があれば充分である。

1. 2 低温加圧熱処理システム

熱処理法による下水汚泥のクローズドシステムの基本フローを図 3. 5 に示す。

基本的には、汚泥を直接処理する主プロセスと、主プロセスより発生する 2 次公害を防止する 2 次公害防止プロセスから構成させる。

主プロセスは、生汚泥の濃度を 4 % に濃縮する濃縮工程、熱作用により脱

水性を改善する熱処理工程，さらに脱水性の改善された汚泥を機械的に水分をしぼり，約 50 % 以下の水分にまでする脱水工程，そしてこの脱水ケーキを

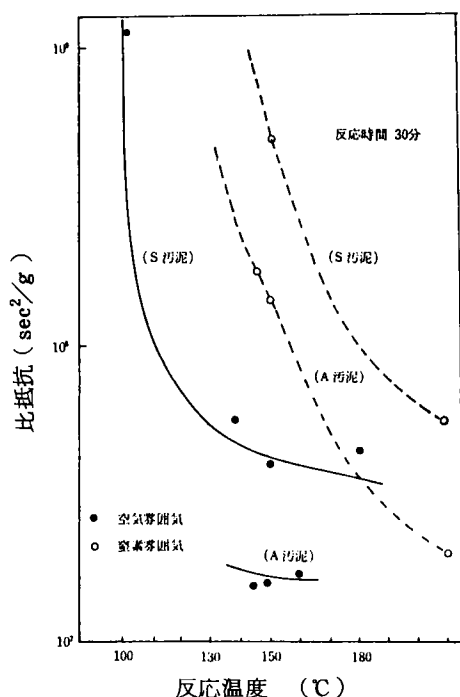


図 3.3 反応温度と比抵抗の関係

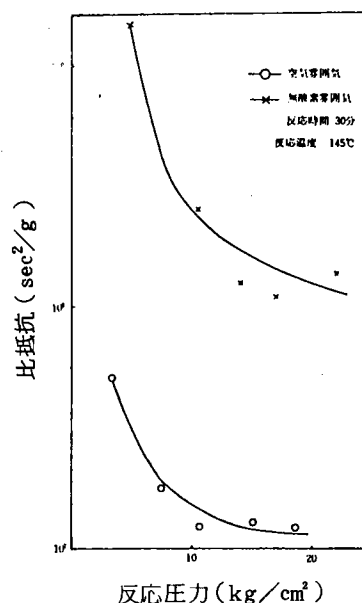


図 3.4 反応圧力と比抵抗の関係

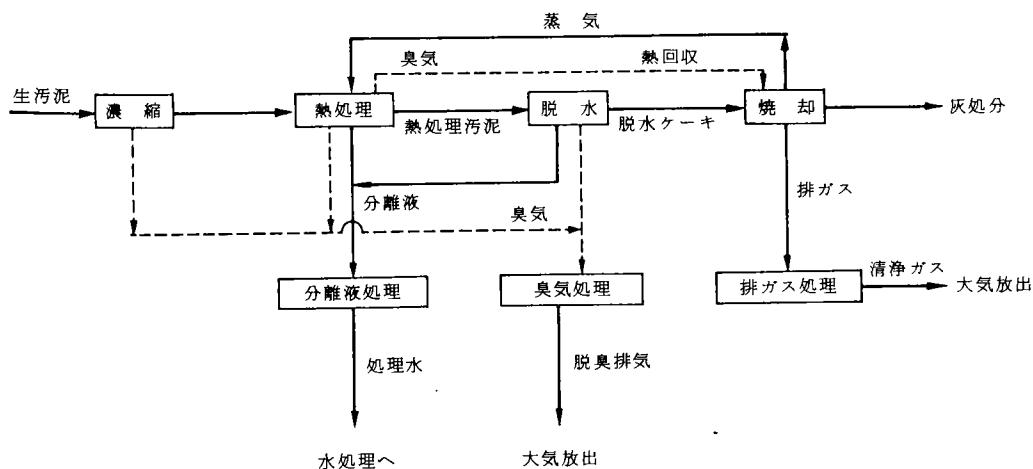


図 3.5 熱処理基本プロセス

灰化減量し完全無害化するとともに，汚泥の熱を回収する焼却工程から構成される。また，2次公害防止プロセスは，焼却排ガスを無害化する排ガス処理プロセス，発生した臭気を燃焼と水洗オゾン脱臭で処理する臭気処理プロ

セス、および各プロセスから発生した汚水を単独処理し、水処理系にもどす分離液処理プロセスから構成されている。

低温加圧熱処理を中心とした汚泥処理システムについては第4節での「低温加圧熱処理の実施例」で説明する。

1.3 室内実験による低温加圧熱処理法の解析

1.3.1 実験方法と生汚泥の性状

① 実験方法

実験は内容積 2.7 L、最大許容圧力 150 kg/cm² の攪拌機付バッチ反応缶を用いた。反応缶の加温は、汚泥の可溶化を正確にもとめるため、電気による外部加熱方式を採用した。

汚泥は、所定反応時間終了後、水道水で急冷し、固液分離のため2時間静置する。酸素雰囲気（低温加圧方式）と無酸素雰囲気（高温法）との効果を検討するため、反応缶に空気と窒素ガスを 0～3.5 kg/cm² で圧入し、反応時間を 60 分とし、反応温度は 145, 165, 200℃について熱処理実験を実施した。

② 生汚泥の性状

表 3.1 に実験に用いた下水汚泥の特徴を示す。発生源により汚泥の性状は異なっているが、熱処理による効果を考えて、汚泥中の有機物含有率(VS)で分類した。B, C 処理場のように活性汚泥処理施設がまだ完備していない最初沈殿汚泥のみの場合、有機物含有量は少なく、汚泥の脱水の指標である比抵抗は $4.85 \times 10^8 \sim 1.65 \times 10^9 \text{ sec}^2/\text{g}$ と低い。しかし、L, M, N の団地下水処理場のように、最初沈殿池を設けていない所では、余剰汚泥のみとなり、汚泥濃度は 2～3% と低く、有機物含有率は 70～85% と高く、汚泥の比抵抗は $1.03 \sim 4.31 \times 10^{10} \text{ sec}^2/\text{g}$ と高い。

一方、家庭下水を中心とする E, F, G, H, I, J の合流式下水汚泥でも、E, F, H のように場内にし尿消化槽を持つ処理場では、余剰汚泥の発生量が多く、比抵抗は $7.7 \sim 12.7 \times 10^9 \text{ sec}^2/\text{g}$ と高い値となる。図 3.6 に汚泥中の有機物含有率と比抵抗の関係を示す。汚泥中の有機物量が増加すると比抵抗は高くなる。

表 3. 1 各処理場汚泥の性状比較

発生源処理場	汚 泥 の 性 状					処理方式 と汚泥の 種 類	特 徴
	汚 泥 濃 度 (%)	有機物濃度 VS (%)	COD _{Cr} (mg/L)	EOD (mg/L)	比 抵 抗 (sec ² /g)		
B 処理場	4.73 ± 0.47	40.1 ± 1.0	26500 ± 5230	3370 ± 740	4.85 ± 1.45 × 10 ⁸	合 流 式 初沈汚泥	近くに大きな化学工場があるため無機物が非常に多い
C "	4.45 ± 1.18	41.6 ± 5.7	28000 ± 13200	7360 ± 2130	1.65 ± 1.06 × 10 ⁹	合 流 式 初沈汚泥	処理地区を拡張しているため砂の混入が多い
D "	3.5 ± 0.5	45.3 ± 3.2	21300 ± 3900	6600 ± 2200	1.15 ± 0.45 × 10 ¹⁰	合 流 式 混合汚泥	近くにメッキ工場が多く無機物が多い
E "	6.92 ± 0.65	48.3 ± 9.1	31340 ± 14270	9410 ± 5690	7.7 ± 1.3 × 10 ⁹	合 流 式 混合汚泥	家庭下水を中心とした下水、し尿投入口が近くにある
F "	3.4 ± 0.4	50.7 ± 1.0	24000 ± 2800	5200 ± 600	4.94 ± 2.22 × 10 ⁹	合 流 式 混合汚泥	家庭下水が多いがし尿処理を併設しているため余剰汚泥が多い
G "	3.99 ± 0.85	54.4 ± 7.9	24700 ± 9000	7460 ± 2390	3.73 ± 1.98 × 10 ⁹	合 流 式 混合汚泥	家庭下水を中心とした下水
H "	3.19 ± 0.36	84.9 ± 2.1	22600 ± 8100	7040 ± 2920	1.27 ± 0.59 × 10 ⁹	合 流 式 混合汚泥	し尿の混入があり余剰汚泥と初沈の比が1:100程度である
I "	3.7 ± 0.5	59.1 ± 5.3	33100 ± 4100	8600 ± 900	8.03 ± 0.08 × 10 ⁹	合 流 式 混合汚泥	家庭下水を中心とした下水
J "	3.9 ± 0.7	59.1 ± 3.0	40400 ± 8100	5570 ± 1560	3.81 ± 1.39 × 10 ⁹	合 流 式 混合汚泥	一般的な下水処理場
K "	4.1 ± 0.2	66.9 ± 2.1	49500 ± 400	12550 ± 3160	8.52 × 10 ⁹	分 流 式 混合汚泥	団地下水の大きなもの
L "	3.19 ± 0.5	71.0 ± 1.0	15350 ± 3820	7060 ± 1600	1.03 ± 1.45 × 10 ¹⁰	分 流 式 余剰汚泥	団地下水の大きなものの最初沈殿槽がないため余剰汚泥単独
M "	2.52	79.5	26000	10000	4.31 × 10 ¹⁰	分 流 式 余剰汚泥	"
N "	2.3	85.2	20550	4710	2.75 × 10 ¹⁰	分 流 式 余剰汚泥	"
O "	2.8	87.5	23600	2480	6.0 × 10 ¹⁰	産業排水 余剰汚泥	製紙排水処理場からの余剰汚泥

※ 有機物濃度 (VS) 測定条件

燃焼温度 600 ℃

燃焼時間 1 時間

1. 3. 2 熱処理反応の効果

① 脱水性について

表 3. 1 に示す汚泥を用いて熱処理実験を実施した。図 3. 7 に反応温度と比抵抗の関係を示す。……で示す無酸素雰囲気反応では、いずれの汚泥も 165℃で比抵抗は $2 \times 10^8 \text{ sec}^2/\text{g}$ 以上となり、脱水性の改善は十分でない。しかし、反応温度 200℃では比抵抗は $1 \times 10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ 台になっており、ほぼ熱処理反応は完了している。一方、酸素雰囲気の低温加圧反応(反応圧力 10 kg/cm²以下)では、反応温度 145℃で比抵抗は $2 \times 10^8 \text{ sec}^2/\text{g}$ 以下に、反応温度 165℃では比抵抗は $10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ 以下になっており、ほぼ完全に熱処理反応は終了している。また反応温度 200℃の酸素雰囲気では、比抵抗は有機物含有率の増加にもない低下する傾向にあり、有機物含有率が 80% 以下では、比抵抗は $10^7 \text{ sec}^2/\text{g}$ まで落ちている。

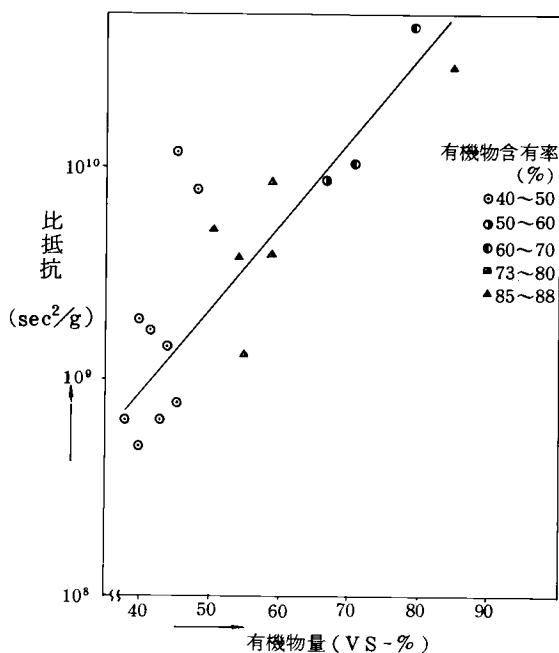


図 3. 6 生汚泥の有機物量と比抵抗の関係

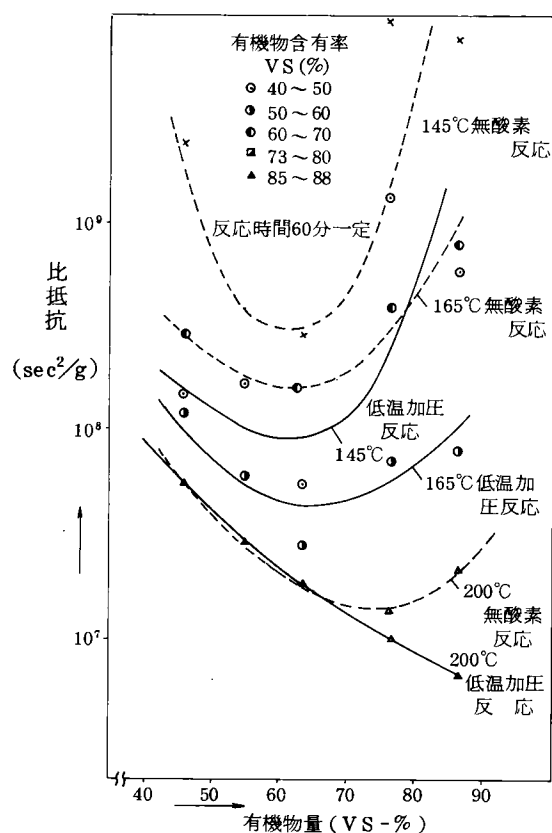


図 3. 7 熱処理汚泥の有機物量と比抵抗の関係

無酸素雰囲気反応と低温加圧反応のいずれも、有機物含有率 60～70 % の範囲で比抵抗は最も低くなっている。熱処理反応は、脱水を困難にしている有機物に対して効果がある。そのため、有機物含有率が 60 % 以下になると熱処理反応の効果が小さくなると考えられる。一方、有機物含有率が 70 % 以上で比抵抗が高くなるのは、余剰汚泥の混入率が高いため、汚泥有機物による粘度の増加と有機物自体が難脱水性のため、比抵抗は熱処理反応にもかかわらず高くなると考える。

いずれにしても、下水汚泥の場合、有機物含有率は 50～70 % 程度の最も熱処理反応が作用する所であり、低温加圧反応では反応温度 165℃ 以下で比抵抗を $10^8 \text{ sec}^2/\text{g}$ 以下にすることができるため、下水汚泥の脱水性改善には低温加圧反応が最もよい方法である。

② SS 分解率と SM 増加率について

室内用反応缶は完全な密閉容器であり、反応中も加温は反応缶外部からのヒーターによるため、蒸気はまったく入らない。そこで、熱処理反応による SS の分解状態は図 3.8 のモデルで説明できる。生汚泥中の SS は熱処

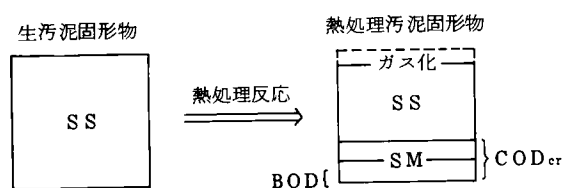


図 3.8 熱処理反応による SS 分解模式図

理反応により一部可溶化する。この可溶化したものは SM (溶解性固形物) の増加につながる。収支的には (3-1) 式が成立する。

$$(\text{SS 分解率}) = (\text{SM 増加率}) + (\text{ガス化率}) \cdots \cdots (3-1)$$

増加した SM は、COD および BOD の増加の原因となる。各種下水汚泥に対して比較するため、生汚泥の SS 当たりの無次元化で定義する。

$$\text{SS 分解率} = \frac{C_i - C_e}{C_i} \times 100 \cdots \cdots (3-2)$$

ここで、 C_i : 生汚泥の SS 濃度 (mg/l)

C_e : 熱処理反応後の SS 濃度 (mg/l)

同様に SM 増加率を (3-3) 式によりもとめた。

$$SM \text{ 増加率} = \frac{S_e - S_i}{C_i} \times 100 \dots\dots\dots (3-3)$$

ここで、 S_i : 生汚泥の SM 濃度 (mg/l)

S_e : 熱処理反応後の SM 濃度 (mg/l)

図 3.9 に反応温度と SS 分解率の関係を示す。低温加圧反応，無酸素反応とも反応温度が上がれば，SS 分解率は増加する。しかし，低温加圧反応の場合，145℃から 165℃の間で SS 分解率は増加するが，165℃以上ではほぼ一定となるのに対し，無酸素反応では反応温度 200℃まで SS 分解率は増加する。これは熱処理反応によりある程度分解し，有機物量を減少させなければ脱水性が改善されないことを示している。いずれの反応でも

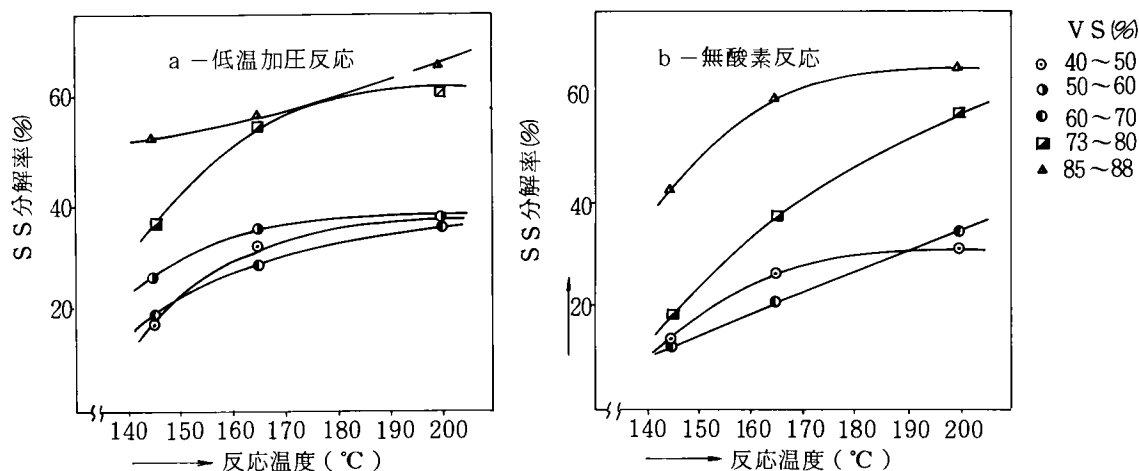


図 3.9 反応温度と SS 分解率の関係

有機物が多いほど SS の分解率は高くなるが，有機物含有率により 40～70% と 70% 以上との 2 つのブロックにわけられる。

表 3.2 に低温加圧反応と無酸素反応の反応終了後の SS 分解率を示す。一般下水汚泥の場合，有機物含有率は 50～70% 程度のため，熱処理反応による SS 分解率は約 30% である。

図 3.10 に反応温度と SM 増加率の関係を示す。SS 分解率と同様，反応

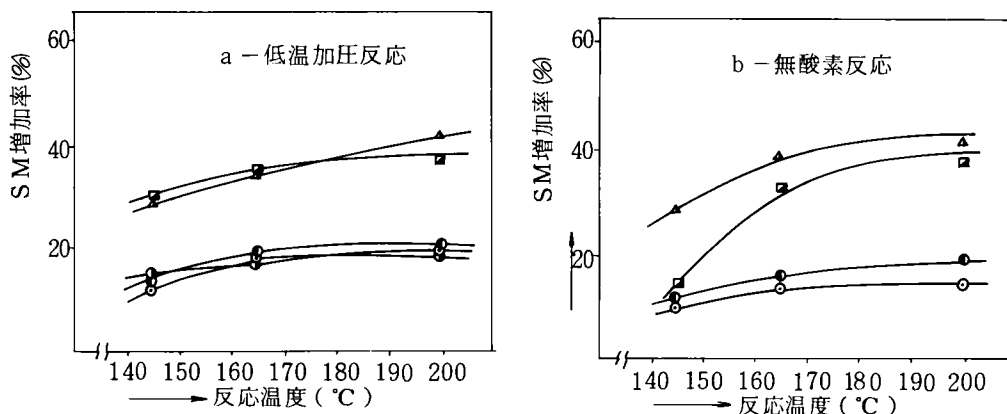


図 3.10 反応温度と SM 増加率の関係

温度の上昇とともに SM 増加率は大きくなる。表 3.2 に低温加圧反応と無酸素反応の場合の SM 増加率を示す。汚泥中の SS は，(3-1) 式に示すように SM の増加とガス化した量になる。このことにより，熱処理反応より 10～20 % 程度ガス化分解されるものと推定される。

③ BOD と COD の溶出率について

COD および BOD の溶出は，生汚泥の固形物が熱処理反応により分解されるために起こる。そこで，熱処理反応による BOD と COD の増加を生汚泥の固形物当たりでもとめた。熱処理反応による BOD 溶出率を (3-4) 式により算出する。

$$\text{BOD 溶出率} = \frac{Be - Bi}{Ci} \times 100 \quad \dots\dots\dots (3-4)$$

ここで，Bi：反応前の汚泥の溶解性 BOD (mg/ℓ)

Be：熱処理反応後の汚泥の溶解性 BOD (mg/ℓ)

また，COD_{cr} の溶出率を (3-5) 式により算出する。

$$\text{COD 溶出率} = \frac{Oe - Oi}{Ci} \times 100 \quad \dots\dots\dots (3-5)$$

ここで，Oi：反応前の汚泥の溶解性 COD_{cr} (mg/ℓ)

Oe : 反応後の汚泥の溶解性 CODcr (mg/l)

図 3.11 に反応温度と BOD 溶出率の関係を示す。低温加圧反応の場合は、

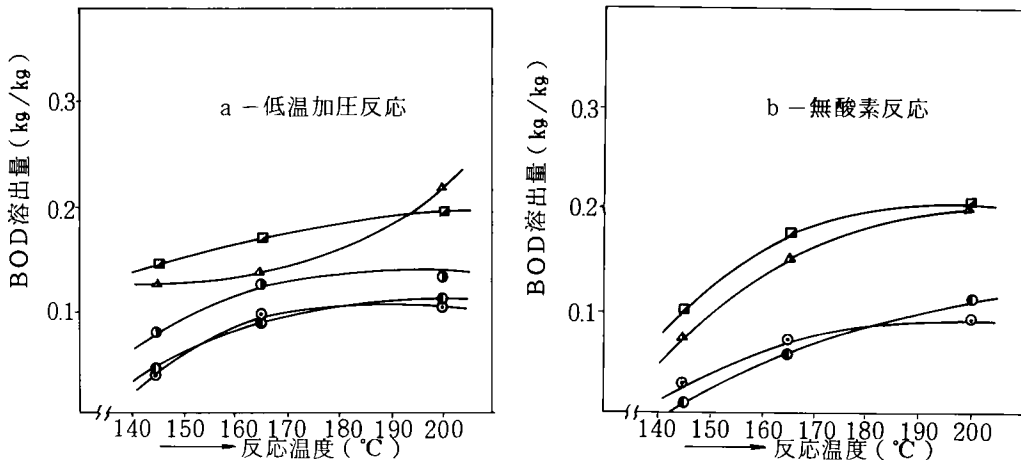


図 3.11 反応温度と BOD 溶出量

図 3.7 に示すように、反応温度 165 °C の汚泥の脱水性の改善反応が起こる。そのため、BOD の溶出率は有機物含有率 40 ~ 70 % で 0.12 kg/kg、有機物含有率は 70 % 以上であれば 0.17 kg/kg 程度溶出する。一方、無酸素反応の場合には、汚泥の脱水性の改善には 200 °C の反応温度が必要である。この時の溶出率は、有機物含有率 40 ~ 70 % で 0.1 kg/kg、有機物含有率が 70 % 以上になれば 0.2 kg/kg 程度まで溶出する。

また、CODcr 溶出率と反応温度の関係を図 3.12 に示す。低温加圧反応の場合、反応温度が高くなるほど CODcr 溶出率も増加する。しかし、脱水性の改善が起こる 165 °C の反応温度の場合、有機物含有率 40 ~ 70 % で CODcr 溶出率は 0.18 kg/kg、また有機物量が 70 % 以上であれば 0.35 kg/kg 程度溶出する。一方、無酸素反応では反応温度 200 °C で、有機物含有率 40 ~ 70 % で CODcr 溶出率は 0.2 kg/kg、有機物含有率が 70 % 以上となれば溶出率は 0.45 kg/kg と多量の CODcr が溶出する。

表 3.2 に低温加圧反応の反応温度 165 °C と無酸素反応の 200 °C の場合の SS 分解率、SM 増加率、BOD 溶出率、および CODcr 溶出率を示す。いずれも無酸素反応は、反応温度が高いため分離液は悪化している。一般の

下水汚泥の有機物含有率は、熱処理反応が最も効果的に起こる50～60％程度である。この時のCOD_{cr}およびBODの溶出率も、低温加圧反応は従来の無酸素反応よりも低く、それぞれ0.15 kg/kgと0.1 kg/kgとなり、低温加圧反応は無酸素反応よりも溶出量から考えてより進んだ熱処理法である。

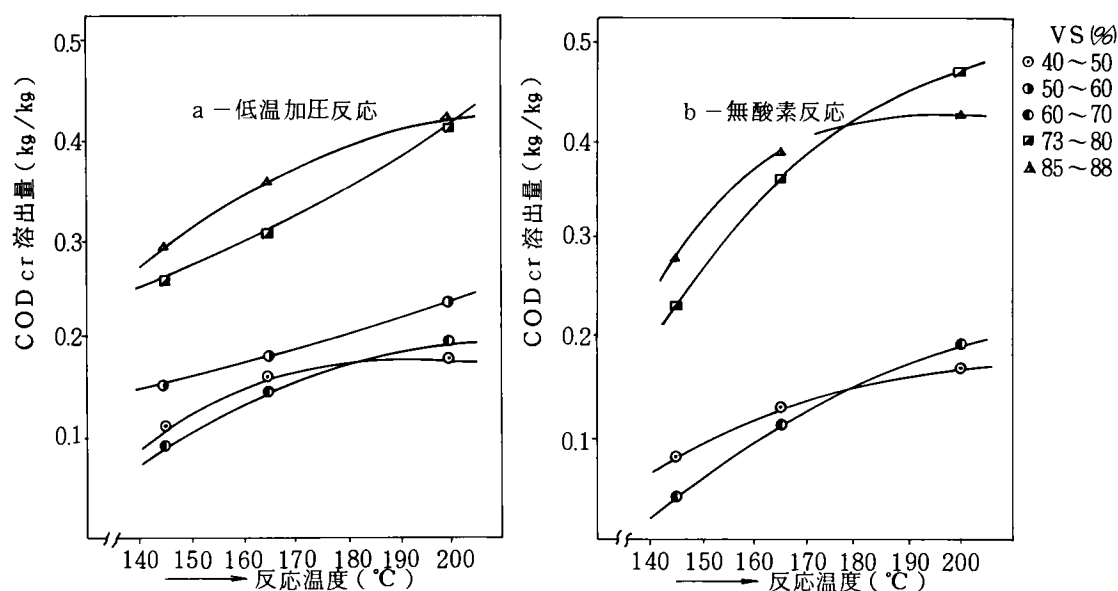


図 3.12 反応温度と COD_{cr} 溶出量

表 3.2 熱処理反応終了後の SS 分解率，SM 増加率，
および COD，BOD の溶出率

項 目	SS 分解率 (%)		SM 増加率 (%)		BOD 溶出率 (kg/kg)		COD 溶出率 (kg/kg)	
	低温加圧反 応 165℃	無 酸 素 反 応 200℃	低温加圧反 応 165℃	無 酸 素 反 応 200℃	低温加圧反 応 165℃	無 酸 素 反 応 200℃	低温加圧反 応 165℃	無 酸 素 反 応 200℃
有機物含有率 (VS) %								
40 ~ 50	31	31	18	15	0.1	0.1	0.16	0.17
50 ~ 60	35	—	18	—	0.12	—	0.18	—
60 ~ 70	28	34	20	19	0.1	0.12	0.15	0.2
70 ~ 80	53	56	36	40	0.17	0.21	0.31	0.47
80 ~ 90	56	65	35	44	0.14	0.21	0.37	0.44

1.4 テストプラントによる各種汚泥への適用

1.4.1. テストプラントの概要と反応条件

ペンチスケールテストの結果より、低温加圧方式の有効性を確認したので、対象人口 20,000 人相当の熱処理プラントを建設し、長期連続運転を実施した。表 3.3 にテストプラントの概略仕様を示す。写真 3.1 に某市 C 下水処理場に移設した状態を示す。プラントの運転は、熱処理プラントのみ 24 時間連続で常時 1 名で操作し、1 日 3 交替で運転した。脱水機の運転と分析は昼間のみとし、これを 2 名でこなした。各処理場の汚泥は 12 m³ のバキュームカーでプラントの貯留槽に持込んだ。昼間に各種下水汚泥の処理を実施し、夜間は C 処理場の汚泥を連続運転とした。プラントの運転条件を表 3.4 に、また、これら各種下水汚泥の熱処理実験決果を表 3.5 に示す。いずれの値も実験回数 5 回以上の平均値である。

表 3.3. テストプラントの概略仕様

機 種	項 目	仕 様
高 圧 ポ ン プ	形 式 吐 出 量	ダイヤフラム式 0.5～1.0 m ³ /hr
熱 交 換 機	形 式 内管×外管 伝 熱 面 積	向流二重管方式 1 B×2 B 32 m ²
反 応 缶	形 式 寸 法 レ ベ ル 計 温 度 計	堅形気液接触方式 400φmm×12,000 Hmm 1 式 1 式
ボ イ ラ	形 式	炉筒煙管式
フィルター プレスⅠ 恒容タイプ	形 式 枠 寸 法 ろ 過 面 積	横形恒容フィルタープレス 550mm×550mm×25mm 2.4 m ²
フィルター プレスⅡ 変容タイプ	形 式 枠 寸 法 ろ 過 面 積	単式ろ布走行型 600mm×600mm 4 m ²
反応缶吹込用 コンプレッサー	形 式 吐出空気量 吐出圧力	往復動式 10～30 Nm ³ /hr 8～10 kg/cm ² ・G
脱 臭 装 置	形 式 処 理 風 量	重油燃焼式 100 Nm ³ /hr
電気計装設備		1 式

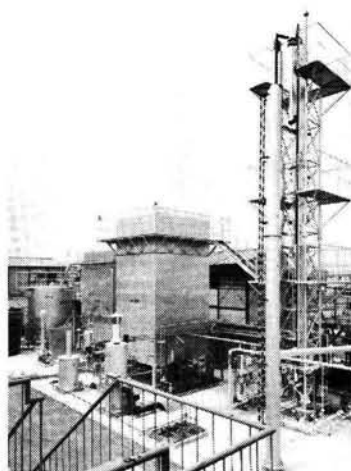


写真 3-1 20,000 人用
低温加圧熱処理テストプラント（K 処理場内）

表 3.4 プラント運転条件

項 目	数 値
反 応 温 度	135～165℃
反 応 圧 力	8～9.8 kg/cm ²
吹込空気量	18～25 Nm ³ /hr
反 応 時 間	60～80 分

表 3.5 各処理場汚泥による熱処理実験結果

熱処理対象汚泥			C 処理場汚泥		B 処理場汚泥		G 処理場汚泥			I 処理場汚泥			
条件	反応温度	℃	135	145	135	145	135	145	165	145	155	165	
	反応圧力	kg/cm ²	7.2	7.3	7.8	7.8	7.7	7.7	8.0	7.5	7.0	8.0	
	汚泥流量	m ³ /h	0.90	0.81	0.81	0.69	0.75	0.72	0.75	1.0	1.0	1.1	
	滞留時間	分	60	64	75	88	82	86	83	60	60	58	
	吹込空気量	m ³ /h	2.68	2.83	1.74	2.2	2.77	3.26	2.45	2.8	2.9	2.0	
生汚泥性状	pH		6.3	6.7	7.3	6.9	5.6	6.0	6.0	6.3	6.3	6.3	
	TS	mg/ℓ	70,000	45,000	31,300	47,300	32,000	40,000	36,000	35,000	40,000	38,000	
	SM	mg/ℓ	830	800	3,800	5,300	2,600	1,500	2,200	1,200	1,000	800	
	VS	%	40.2	41.6	40.8	40.1	60.5	54.4	56.6	55.0	54.0	54.0	
	BOD	mg/ℓ	9,200	7,500	2,600	3,700	7,000	7,100	7,800	5,000	7,000	6,500	
	COD _{Cr}	mg/ℓ	43,000	30,000	21,000	29,000	29,000	38,000	41,000	30,000	35,000	35,000	
	NH ₃ -N	mg/ℓ	120	120	55	77	230	280	190	350	300	300	
	比抵抗	sec ² /g	1.1×10 ⁹	1.7×10 ⁹	5.6×10 ⁸	4.9×10 ⁸	4×10 ⁹	3.7×10 ⁹	3.6×10 ⁹	8.0×10 ⁹	8.0×10 ⁹	8.0×10 ⁹	
熱処理汚泥性状	pH		5.9	6.0	6.5	6.0	4.6	5.1	4.6	4.7	4.6	4.7	
	TS	mg/ℓ	59,000	34,000	24,000	41,000	29,000	32,000	34,000	28,000	22,000	22,000	
	SM	mg/ℓ	3,400	3,600	5,100	7,600	4,800	4,200	6,100	5,500	5,000	6,000	
	VS	%	39.3	39.8	39.0	39.3	62.2	54.2	57.6	65.7	66.0	66.0	
	COD _{Cr}	mg/ℓ	30,000	23,000	15,500	22,400	28,300	34,000	26,300	22,000	18,000	24,000	
	比抵抗	sec ² /g	2.6×10 ⁸	1.9×10 ⁸	2.1×10 ⁸	2.0×10 ⁸	6.2×10 ⁸	2.1×10 ⁸	5.1×10 ⁷	1.0×10 ⁸	2.0×10 ⁸	6.0×10 ⁷	
濃縮汚泥	含水率	%	88.4	89.6	93.8	93.4	94.1	93.8	93.6	92.0	91.0	90.0	
	比抵抗	sec ² /g	4.6×10 ⁸	2.2×10 ⁸	3.6×10 ⁸	2.6×10 ⁸	2.5×10 ⁸	2.4×10 ⁸	7.2×10 ⁷	4.0×10 ⁸	1.8×10 ⁸	8.0×10 ⁷	
	SV	%	43.1	32.6	52.5	57.3	48.6	47.7	42.1	35	20	20	
	汚泥濃度	%	11.6	10.4	6.2	6.6	5.9	6.2	6.4	8.0	9.0	10.0	
フィルタープレス	恒容型	圧力	kg/cm ²	7	7	7	7	7	7	7	—	7	7
		ろ過時間	分	143	110	105	100	188	160	90	—	90	60
		ケーキ含水率	%	56.6	57.3	63.9	62.0	62.9	62.7	57.4	—	71.6	66.8
		ろ過速度	kg/m ² ・h	3.46	4.4	3.58	3.87	2.06	2.57	5.08	—	4.0	5.4
		90分 ケーキ含水率	%	61.2	58.9	66.0	63.0	69.3	67.5	57.4	—	71.6	—
	変容型	ろ過速度		4.51	4.9	3.89	4.26	3.39	3.45	5.08	—	4.0	—
		打込圧力	kg/cm ²	5	5	5	5	5	5	5	4	4	4
		圧搾圧力	kg/cm ²	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
		打込時間	分	20	20	30	30	38	27	30	10	5	5
		圧搾時間	分	30	30	20	20	22	27	20	20	15	15
		ケーキ含水率	%	51.2	46.8	50.8	49.2	64.1	53.6	49.1	39.1	34.0	35.6
		ろ過速度	kg/m ² ・h	7.7	7.4	5.6	6.4	4.6	4.0	6.9	3.1	5.4	9.2
		打込汚泥量	kgds	1.8	1.9	1.5	1.7	1.4	1.2	1.8	6.3	7.1	12.2
熱処理分離液性状	TS	mg/ℓ	4,400	4,000	5,600	8,600	4,700	6,000	6,200	6,500	7,500	7,600	
	SM	mg/ℓ	3,400	3,300	5,100	8,000	4,300	4,900	5,680	5,000	5,600	6,300	
	VS	%	65.9	71.8	60.4	58.2	69.1	73.2	77.8	84.0	84.0	85.7	
	COD _{Cr}	mg/ℓ	2,900	2,900	2,300	3,200	7,300	7,500	8,600	5,200	5,500	7,000	
	BOD	mg/ℓ	1,400	1,500	600	1,100	2,300	3,410	3,450	2,000	2,500	2,400	
	NH ₃ -N	mg/ℓ	66	83	80	124	155	220	230	150	180	270	
	T-N	mg/ℓ	350	340	375	350	295	464	480	650	700	800	
	NO ₃ ⁻ -N	mg/ℓ	30	10.5	20	28	37.5	41.3	5	40	40	40	
ケーキ発熱量 kcal/kg			2,850		2,830		2,440		3,600		3,530		3,550

熱処理対象汚泥		E 処理場汚泥			F 処理場汚泥			H 処理場汚泥			
条件	反応温度 °C	145	155	165	145	155	165	145	155	165	
	反応圧力 kg/cm ²	6.9	7.1	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.7	
	汚泥流量 m ³ /h	0.74	0.72	0.70	0.91	1.0	1.0	0.75	1.08	0.67	
	滞留時間 分	82	86	88	68	60	60	81	57	92	
	吹込空気量 m ³ /h	4.36	2.4	2.4	2.20	2.4	2.3	4.02	3.0	2.63	
生汚泥性状	p H	6.5	6.9	6.9	5.7	6.5	6.7	6.4	6.9	6.4	
	T S mg/ℓ	69,000	14,000	50,000	35,000	35,000	30,000	32,000	16,000	28,000	
	S M mg/ℓ	1,230	390	1,100	1,500	2,000	2,000	1,600	900	900	
	V S %	48.3	61.5	61.6	50.0	51.5	51.0	54.9	48.1	58.4	
	B O D mg/ℓ	8,800	3,700	20,000	4,700	5,000	5,800	6,500	3,300	7,900	
	C O D c _r mg/ℓ	44,300	11,800	40,000	25,000	24,000	20,000	27,000	14,400	29,000	
	NH ₃ -N mg/ℓ	510	280	470	120	90	80	330	100	370	
	比抵抗 sec ² /h	7.7×10 ⁸	1.1×10 ¹⁰	7.1×10 ⁹	7.8×10 ⁹	5.0×10 ⁹	5.0×10 ⁹	1.3×10 ¹⁰	5.0×10 ⁹	1.2×10 ¹⁰	
熱処理汚泥性状	p H	5.5	6.2	6.2	5.2	6.2	6.2	5.4	6.3	5.5	
	T S mg/ℓ	44,000	12,000	38,000	21,000	27,000	19,000	25,000	10,000	22,000	
	S M mg/ℓ	9,300	3,000	6,700	5,600	5,000	5,500	4,400	3,200	6,700	
	V S %	53.3	65.2	61.0	60.0	58.0	57.0	53.7	52.1	62.8	
	C O D c _r mg/ℓ	37,300	10,000	26,000	18,000	20,000	13,500	26,000	8,400	28,000	
	比抵抗 sec ² /g	3.8×10 ⁸	3.5×10 ⁸	9.0×10 ⁷	3.4×10 ⁸	2.0×10 ⁸	8.8×10 ⁷	1.8×10 ⁹	8.9×10 ⁸	1.6×10 ⁸	
濃縮汚泥	含水率 %	90.4	94.3	92.5	94.5	93.0	93.0	94.5	94.2	93.5	
	比抵抗 sec ² /g	5.4×10 ⁸	3.5×10 ⁸	8.0×10 ⁷	5.9×10 ⁸	4.0×10 ⁸	2.0×10 ⁸	2.2×10 ⁹	1.3×10 ⁹	3.5×10 ⁸	
	S V %	48.7	25	35	55	40	20	41.5	25	49	
	汚泥濃度 %	9.6	5.7	7.5	5.5	7.0	7.0	5.4	5.8	6.5	
フィルタープレス	恒容型	圧力 kg/cm ²	7	7	7	—	—	7	7	—	7
		ろ過時間 分	150	90	90	—	—	240	260	—	130
		ケーキ含水率 %	62.3	68.0	64.1	—	—	65.1	68.0	—	63.4
		ろ過速度 kg/m ² ・h	2.65	3.0	4.0	—	—	1.4	0.67	—	2.9
		90分ケーキ含水率 %	66.3	68.0	64.1	—	—	71.8	78.7	—	66.6
		ろ過速度	3.56	3.0	4.0	—	—	3.0	1.8	—	3.7
	変容型	打込圧力 kg/cm ²	5	4	4	—	4	4	5	4	5
		圧搾圧力 kg/cm ²	15	15	15	—	15	15	15	15	15
		打込時間 分	20	5	5	—	10	5	45	5	40
		圧搾時間 分	38	15	15	—	25	15	60	45	23
		ケーキ含水率 %	58.3	40.5	37.7	—	35.8	44.0	57.8	36.0	50.5
		ろ過速度 kg/m ² ・h	4.48	5.1	7.2	—	2.0	4.9	1.8	1.2	5.1
		打込汚泥量 kgds	1.29	6.8	9.5	—	4.6	6.5	0.96	4.7	1.5
		熱処理分離液性状	T S mg/ℓ	11,000	3,200	8,000	6,500	6,200	6,500	6,300	3,900
S M mg/ℓ	8,000		2,500	6,500	4,500	4,300	5,000	4,200	2,800	5,300	
V S %	83.2		83.0	87.0	75.4	73.0	72.0	77.5	69.9	83.8	
C O D c _r mg/ℓ	10,000		3,000	7,200	4,000	4,000	4,600	5,800	2,600	7,300	
B O D mg/ℓ	3,500		1,800	5,000	2,000	2,000	3,500	2,800	1,200	3,500	
NH ₃ -N mg/ℓ	270		170	400	100	120	150	192	110	330	
T-N mg/ℓ	860		460	680	610	400	1,000	600	320	860	
NO ₂ -N mg/ℓ	25		25	35	60	30	30	30	30	47	
ケーキ発熱量 kcal/kg	2900							2,980		3,330	

1. 4. 2 脱水性の改善

K市汚泥に対して、恒容型フィルタープレスと変容タイプフィルタープレスをを用いて、反応条件とろ過速度の関係をもとめた。

① 恒容型フィルター

プレスによる脱水

枠寸法 550 mm×550 mm×25 mm の恒容型フィルタープレスをを用いた脱水テストを実施した。図 3. 1 3 に反応温度とろ過速度の関係、および反応温度とケーキ含水率との関係を示す。いずれも 135℃以上においては一定となり、

135℃以上の反応温度を用いることにより、ろ過速度 4. 7 ~ 4. 8 $\text{kg ds}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 、ケーキ含水率 60 %以下にすることができた。ちなみに、この時の比抵抗は $2 \sim 5 \times 10^7 \text{ se c}^2/\text{g}$ である。

一方、反応缶における吹込空気量とろ過速度、および脱水ケーキの含水率の関係を図 3. 1 4 , 3. 1 5

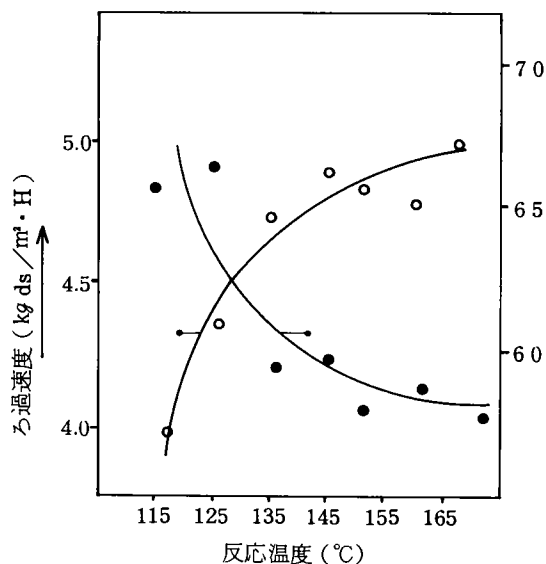


図 3. 1 3 反応温度とケーキ含水率
ろ過速度の関係

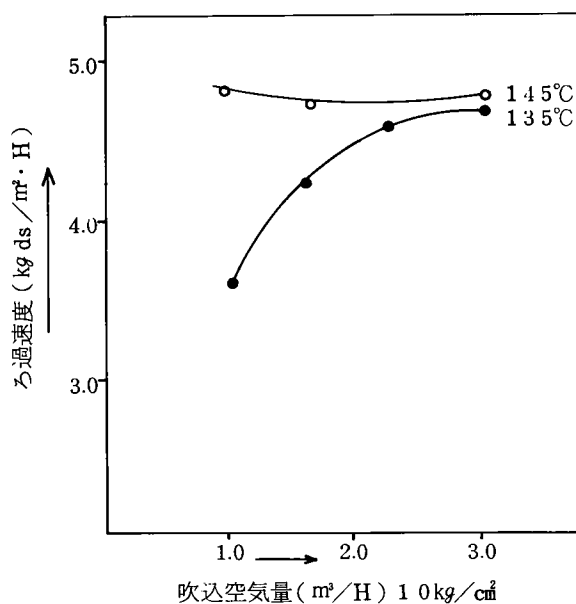


図 3. 1 4 吹込空気量とろ過速度の関係

に示す。反応温度 145℃
 の場合は吹き込む空気量
 に関係なく、4.8 kg/m²・
 hr のろ過速度で含水率 6
 0%以下のケーキを得るこ
 とができるが、135℃で
 は空気の量的影響があら
 われており、約 3 m³/hr
 (at 9.5 kg/cm²) 以上の
 空気が必要であることを
 示している。

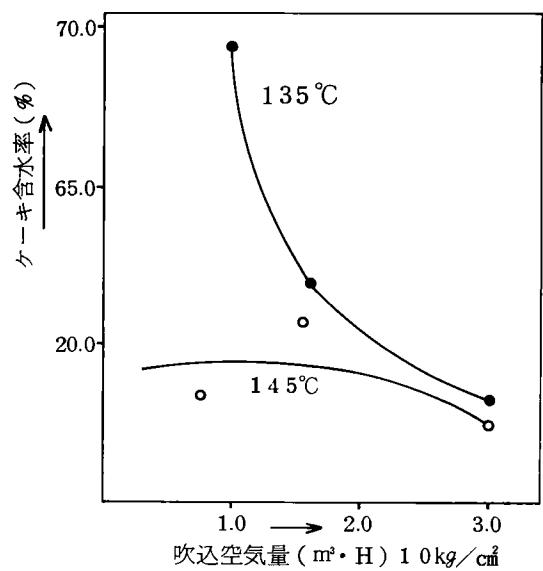


図 3.15 吹込空気量とケーキ含水率の関係

表 3.6 単式ろ布走行型フィルタープレス脱水試験結果

※汚泥は A 下水処理場汚泥を使用

熱処理条件	温度	135℃					145℃				
	圧力	9.5 kg/cm ²					9.5 kg/cm ²				
	吹込空気量	3.0 m ³ /hr					3.0 m ³ /hr				
	滞留時間	60分					60分				
比抵抗 r		1.01×10 ³ (sec ² /g)					4.75×10 ⁷ (sec ² /g)				
E X P No.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
圧力 (kg/cm ²)	打込	3.8	3.7	3.7	3.7	3.8	3.8	3.7	3.7	3.7	3.7
	圧搾	15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
ろ過面積 (m ²)		4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
ろ過時間 (分)	打込	7	5	3	10	15	7	5	3	10	15
	圧搾	15	15	12	15	15	10	10	7	10	12
含水率 (%)	濃縮汚泥	93.2	93.2	93.2	93.2	93.2	94.9	94.9	94.9	94.9	94.9
	脱水ケーキ	42.8	40.1	38.0	40.1	40.8	41.3	39.6	44.6	42.7	39.2
ケーキ厚み (mm)		5.7~ 6.2	5.1~ 5.4	4.2~ 4.6	5.7~ 6.2	6.2~ 7.0	5.8~ 5.9	5.5~ 6.1	4.6~ 4.9	6.7~ 7.7	7.6~ 9.9
ケーキ重量 (kg)		15.8	14.3	11.7	16.7	18.3	13.5	14.5	12.0	18.4	20.3
ろ過速度 (打込み時ろ過速度)		5.4	5.6	6.1	5.4	4.9	5.9	7.5	7.6	6.8	6.1
		19.4	25.7	36.3	15.0	10.8	16.9	27.0	33.0	15.8	12.3

⑥ 変容型フィルタープレスによる脱水

つぎに、低含水率のケーキを得るため、第2編の加圧脱水機の形式とその特徴で述べたダイヤフラム圧搾型フィルタープレスを用いた実験を実施した。単式ろ布走行型、ろ板600mm×600mm、両面ろ過フィルタープレスである。

この結果を表3.6に示す。いずれもケーキ厚さが5～6mm程度のため、ろ過時間20分程度で含水率40%前後のケーキを得ることができた。この時のろ過速度は5～7 kg・ds/m²・hrである。

図3.16～3.17に、このろ過曲線の代表例を示す。また図3.18に、ろ過時間と含水率の関係と、ろ過時間とろ過速度の関係を示す。図3.18に示す結果より、含水率50%の脱水ケーキを得ようとする場合、脱水時間12～22分を要し、ろ過速度は9～10 kg/m²・hrの結果が得られる。

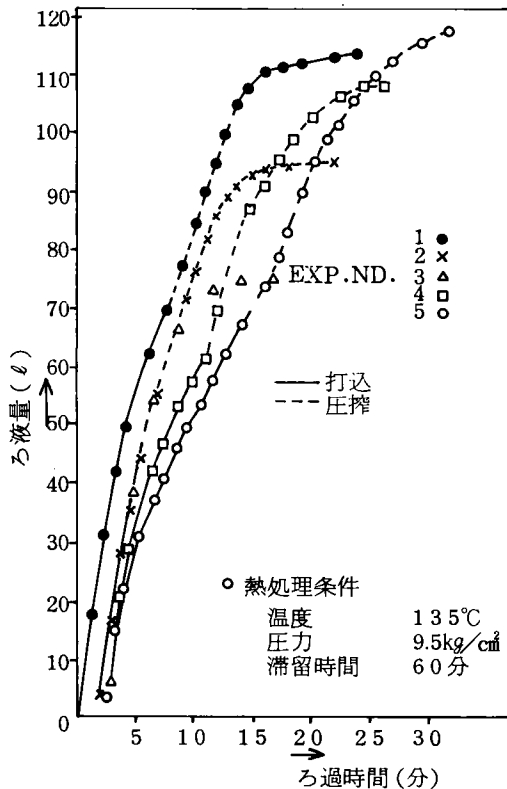


図 3.16 ろ 過 曲 線

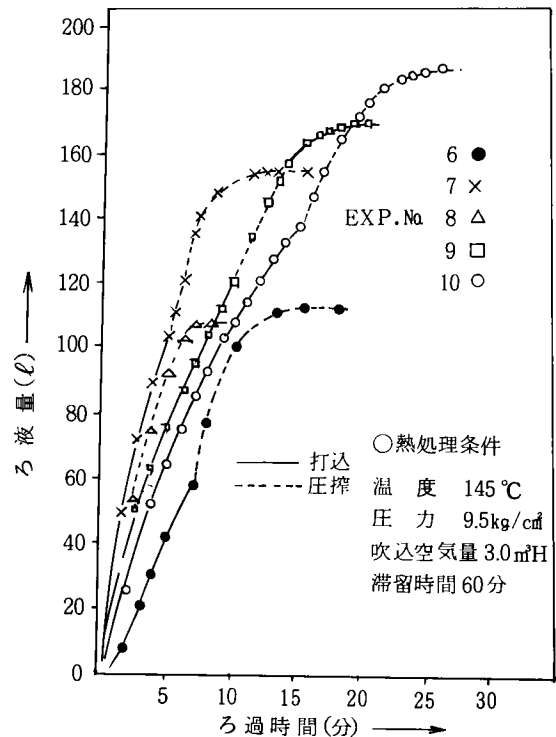


図 3.17 ろ 過 曲 線

1.5. 各種汚泥への適応

各種下水汚泥を用いた脱水実験結果を図 3.19, 3.20 に示す。使用したフィルタプレスは、ダイヤフラム圧搾型のろ布走行タイプである。ろ枠寸法は $600 \times 600 \text{ mm}$ で両面ろ過方式である。

図 3.19 は、ろ過時間 20～30 分に定めた時の脱水ケーキの最終含水率と反応温度の関係を示す。同じ反応温度でも、汚泥の種類によりケーキ含水率の相違が見られ、D, C のように有機物含有率が低い汚泥であれば反応温度による効果は少ないが、

H, E, F 処理場のように有機物含有率が高い汚泥では、反応温度による効果が顕著にあらわれている。いずれの汚泥も、反応温度 150°C で処理することにより 50% 以下の脱水ケーキを得ることができる。

図 3.20 は、最終含水率 50% のケーキを得る時のろ過速度と反応温度の関係を示す。生汚泥の性質により、3つのグループに分けることができる。すなわち、

①有機物含有率が 40～46

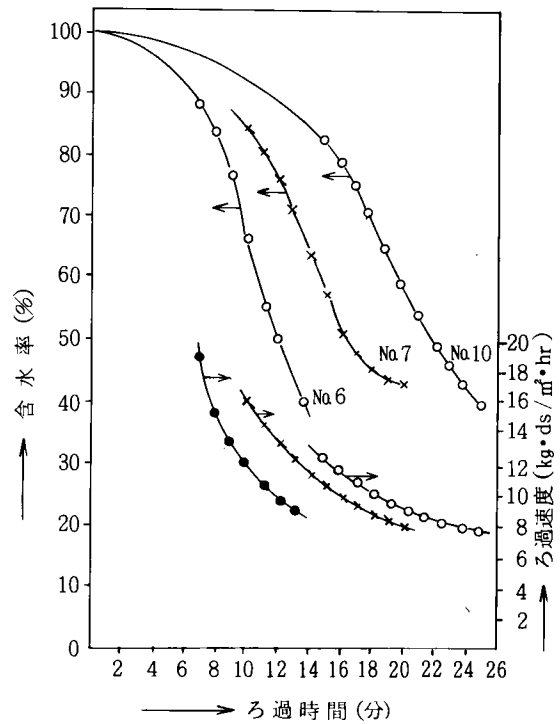


図 3.18 ろ過曲線

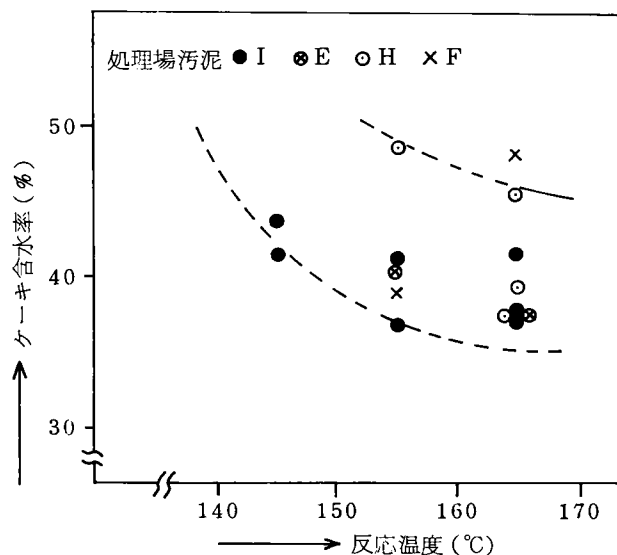


図 3.19 反応温度とケーキ含水率の関係

%と低い汚泥，②有機物含有率が46～70%程度の一般下水汚泥，③し尿処理施設を併設した処理場の下水汚泥とである。

有機物含有率の少ないD，C処理場は，図3.7の室内実験結果が示すように，熱処理反応による効果は低い，有機物の含有率が低い，ため比抵抗の値が $1 \times 10^8 \text{ sec}^2/\text{g}$ の値であっても，反応温度 135°C で $6 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ ， 145°C で $8 \sim 10 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ のろ過速度を得ることができる。また有機物含有率46～60%のE，I，Gの一般下水汚泥では，反応温度 145°C で $4 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ のろ過速度， 155°C で $6 \sim 8 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ のろ過速度を得ることができる。

一方，H，F汚泥のように，し尿処理場を併設している処理場では，図3.7の室内実験結果で見られるように，比抵抗は $1 \times 10^3 \text{ sec}^2/\text{g}$ 以下にもかかわらずろ過速度は 155°C で $2 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ ， 165°C で $4 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ と比べて小さな値

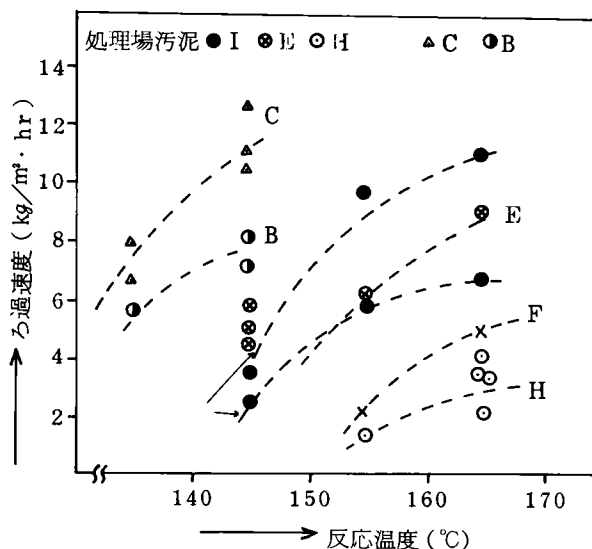


図 3. 20 反応温度とろ過速度の関係

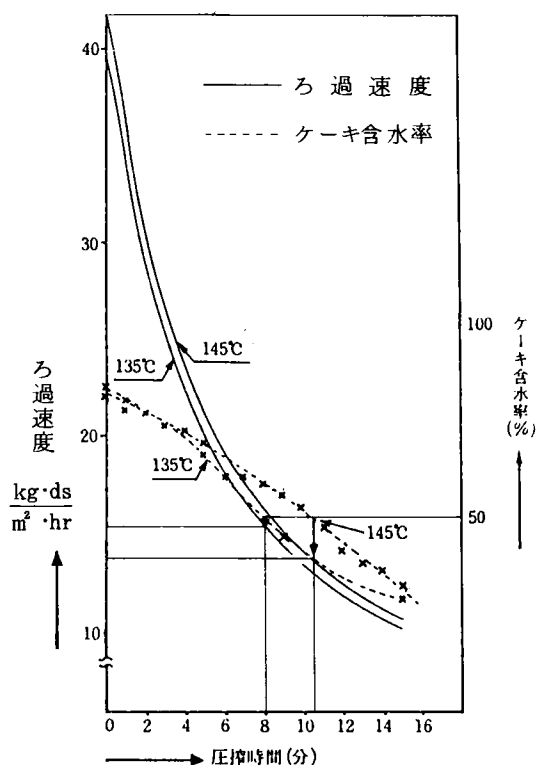


図 3. 21 圧搾時のろ過速度とケーキ含水率の関係
(C 処理場汚泥)

である。この原因は、し尿消
化槽からの脱離液等のし尿排
水の流入による余剰汚泥の発
生量の増加と、し尿汚泥混入
による影響と思われる。

いずれも反応温度を上げれ
ばケーキ含水率の低下、およ
びろ過速度の増加が期待でき
るが、反応温度の上昇にとも
なう臭気の発生、分離液の悪
化等の問題があるため、低温
加圧反応による熱処理では高
くても、反応温度は165℃以
下がよい。

図 3.21～3.23 に脱水曲
線として、圧搾時間とろ過
速度、およびケーキ含水率
の関係を示す。図 3.21 は
有機物含有率が40～46%
の汚泥の例としてC処理場
の脱水曲線を、図 3.22 は
有機物46～60%の一般下
水汚泥の例としてI処理汚
泥の脱水曲線を、そして図
3.23 はし尿処理施設を併
設した下水汚泥の例として
F処理汚泥の脱水曲線を示
す。いずれも、50%の含水
率の脱水ケーキを得るため

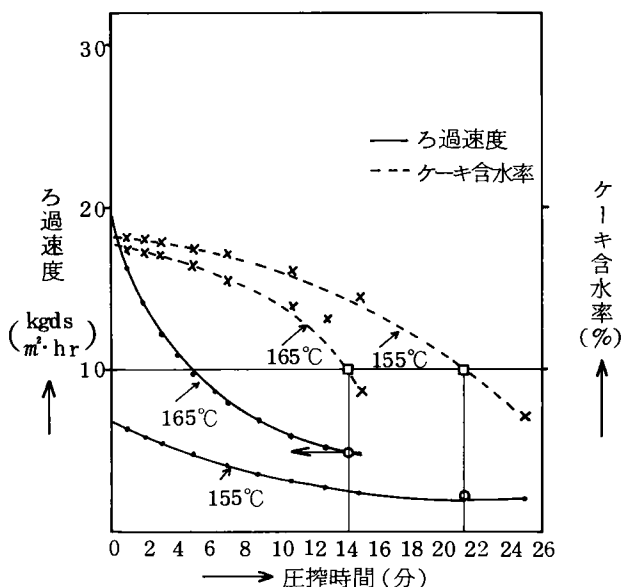


図 3.22 圧搾時のろ過速度とケーキ含水率
の関係（I 処理場汚泥）

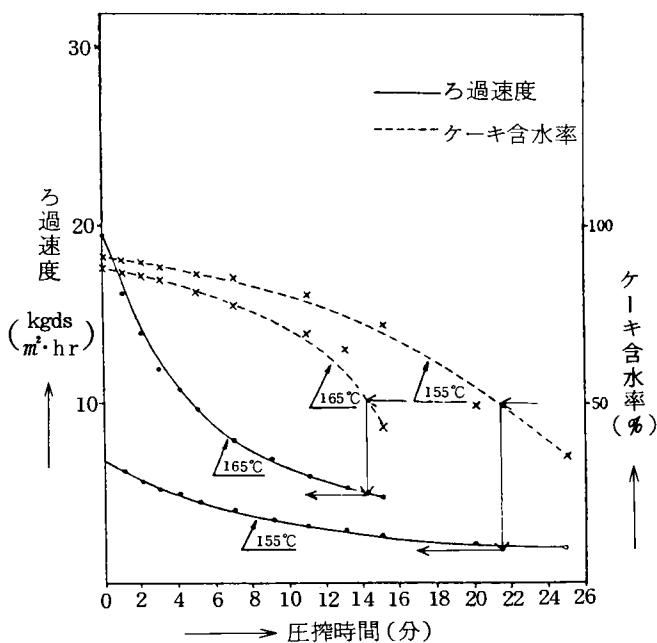


図 3.23 圧搾時のろ過速度とケーキ含水率
の関係（F 処理場汚泥）

のろ過時間とろ過速度を矢印で示した。

図 3.24 に反応温度と分離液 BOD の関係を示す。反応温度を上げれば、分離液の BOD は高くなるが、この勾配は発生汚泥の種類により異なっている。同じし尿処理場併設の汚泥でも、F 処理場汚泥の BOD は非常に高い値である。同様に、反応温度と COD_{cr} の関係を図 3.25 に示す。これも BOD と同様、反応温度が高くなれば COD_{cr} が高くなるが、I 処理場汚泥のように、BOD は比較的低いが COD_{cr} が反応温度に関係なく $7,000\text{mg}/\ell$ と高いものがあり、汚泥の発生源により異なった分離液 COD_{cr} を示す。

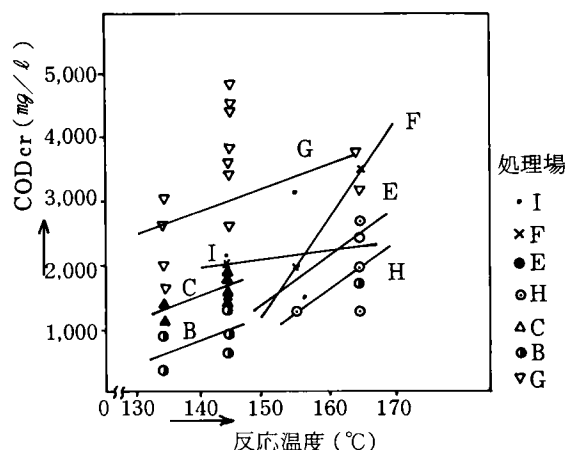


図 3.24 反応温度と分離液 BOD の関係

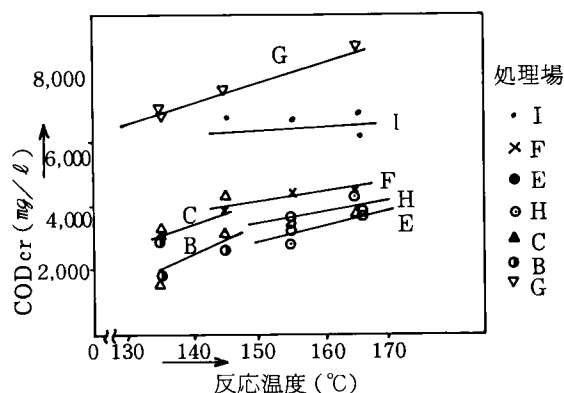


図 3.25 反応温度と COD_{cr} の関係

第 2 節 低温加圧熱処理の分離液処理⁽²²⁾

2.1 低温加圧熱処理法と高温法の分離液の比較

前節で各種汚泥に対しての熱処理効果と分離液の性状について述べた。

表 3.7 に低温加圧熱処理法の分離液と、空気をうけない高温法の分離液の水質比較を示す。いずれも $1\text{m}^3/\text{hr}$ プラントで熱処理したときの分離液の性状であるが、処理対象汚泥により分離液の性状は異なっている。低温加圧熱処理法の COD_{cr} は平均 $5,500\text{mg}/\ell$ 、BOD で平均 $2,300\text{mg}/\ell$ となっている。一方、高温法の COD_{cr} は平均 $13,500\text{mg}/\ell$ 、BOD で平均 $5,200\text{mg}/\ell$ となり、低温加圧熱処理法の分離液は高温法に比べ $1/2$ 以下となっている。

表 3. 7 熱処理分離液の性状比較

処理場名 処理方式		Hi 処理場		Ha 処理場			A 処理場			Ka 処理場		Ki 処理場	
		低温 加圧 法	高温 法	低温加圧法		高温 法	低温加圧法		高温 法	低温 加圧 法	高温 法	低温 加圧 法	高温 法
条 件	反応温度℃	145	200	145	165	200	135	145	200	160	200	160	200
	反応圧力 kg/m ²	7.2	1.8	7.7	8.0	1.8	1.0	1.0		7.5	1.8	7.5	1.8
生汚泥 性状	TS mg/l	39,300		25,300			57,500			41,600	33,600	30,900	32,000
	SS mg/l	32,900		24,200			49,300			40,600	32,600	29,700	30,800
	VTS mg/l	39.2		53.8			40.9			46.3	46.9	62.5	65.9
分 離 液 性 状	TS mg/l	4,010	9,170	6,020	6,240	9,440	4,910	5,760	15,900	6,820	7,610	8,370	8,470
	SS mg/l	740	660	1,100	560	520	680	640	5,400	1,560	180	90	100
	SM mg/l	3,270	8,510	4,920	5,680	8,920	4,230	5,120	10,500	5,260	7,430	8,280	8,370
	VTS %	71.8	74.3	73.2	77.8	79.3	70.2	70.7	65.3	47.6	48.3	81.7	87.0
	CODCr mg/l	2,920	12,630	7,500	8,560	12,450	4,920	6,270	15,300	6,310	8,490	8,600	11,000
	BOD mg/l	1,520	4,610	3,410	3,450	5,180	1,550	1,890	5,680	3,020	6,290	4,040	5,050
	NH ₃ -N mg/l	83	260	220	230	310	62	69	950	—	—	140	—
	T-N mg/l	340	790	464	480	890	178	230	2,500	—	—	830	—

この分離液の色相を比較するため、吸光度測定を実施した。この結果を図 3.26 に示すが、波長を $410\text{m}\mu \sim 700\text{m}\mu$ と変化させて吸光度を測定した結果、いずれの分離液も $430\text{m}\mu$ で最大吸光度を示した。そこで波長を $430\text{m}\mu$ に統一し、 200°C の高温法の分離液を希釈して吸光度を測定した。こうして高温法の分離液を 5 倍程度希釈したものと、低温加圧熱処理法の分離液吸光度と同程度の吸光度が得られた。この結果、低温加圧熱処理法の分離液色度は高温法の $1/5$ 程度となる。

つぎにこの分離液の差違をゲル分子分画法にて解析した。

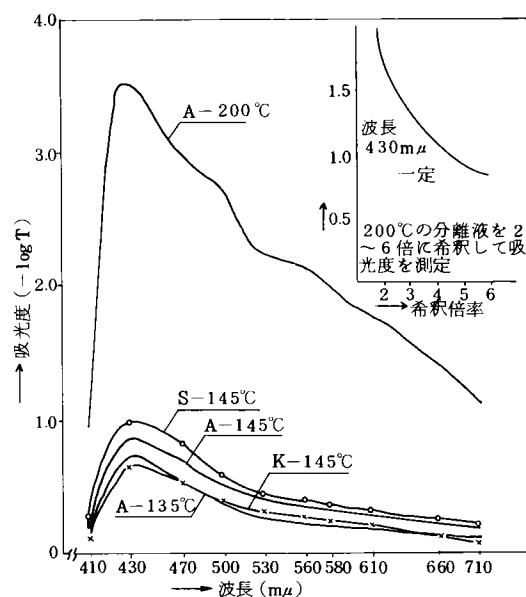


図 3.26 下水汚泥の熱処理分離液の吸光度測定

表 3. 7 に示すように熱処理分離液の溶解性物質濃度は $3,000 \sim 5,000 \text{ mg}/\ell$ と高い。上記分離液を 0.45μ のメンブランフィルターでろ過した後、セファデックス G-25 により高分子より低分子へと展開した。⁽³⁵⁾ この結果、図 3. 27 は Hr 処理場生汚泥上澄液の展開図、図 3. 28 は反応温度 165°C 反応圧力 $10 \text{ kg}/\text{cm}^2$ の低温加圧熱処理反応の分離液展開図、図 3. 29 は反応温度 200°C の無酸素熱処理反応の分離液展開図である。

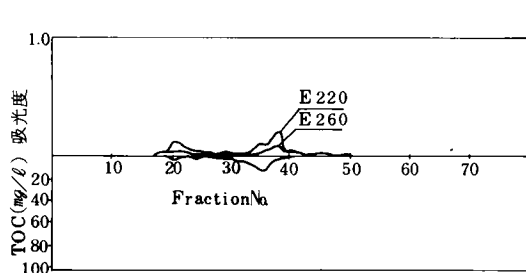


図 3. 27 生汚泥上澄液 2.5 ml

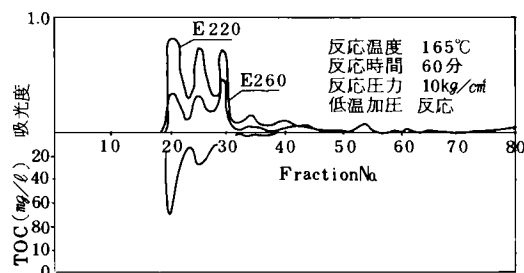


図 3. 28 熱処理分離液

図 3. 27 に示す生汚泥上澄液の場合、吸光度、TOC ともに低いがほぼ 3 つの画群に大別されることがわかる。⁽³⁴⁾ この汚泥を 165°C の低温加圧熱処理反応で処理したときの分離液の展開図を図 3. 28 に示す。生汚泥上澄液よりも高くなっているがほぼ同じ位置に 3 つのピークが表われている。また TOC のピークで見られるようにフラクション No. 20 で最大ピークがあ

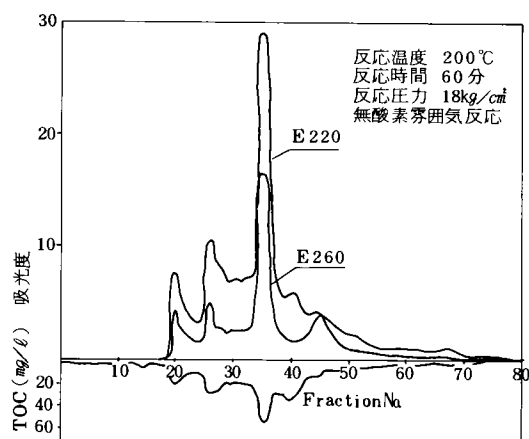


図 3. 29 熱処理分離液

り、低温加圧反応により比較的高分子系のものが溶出していると考えられる。

図 3. 29 は反応温度 200°C で無酸素反応で処理した分離液のクロマトグラムである。吸光度の曲線は複雑であるがピーク数で見ると、6～7 つの画群

からなっている。一方、TOCでは4～5つのピークからなり、第1ピークよりも第2, 3, 4ピークの方が高くなっている。これは反応温度が高くなったことで高分子系のものが細分化され低分子化したことを示している。このように反応温度を上げることにより、分離液中の有機物を主とする溶存成分は低分子化、および複雑化され生物処理困難な状態になると考えられる。

つぎに低温加圧熱処理法の実験法として直接活性汚泥処理と活性炭吸着処理を行ない、これらが分離液に対してどのような除去特性を示すかを調べる目的で前述したゲル分子分画法を用いて解析した。

図3.30は低温加圧熱処理法の実験法（図3.28に示す）をBOD負荷1.6 kg BOD/m³・日で活性汚泥処理した処理水を示す。また図3.31は活性汚泥処理水をさらに活性炭吸着処理した処理水を示す。これらは、それぞれ0.45 μ以下の溶存成分を展開したものである。

図3.28に示す分離液のゲルクロマトグラムと図3.30に示す活性汚泥処理水のゲルクロマトグラムを対比して見ると、吸光度、TOCともに比較的高分子領域の溶存成分が活性汚泥で除去されていることがわかる。各群3に

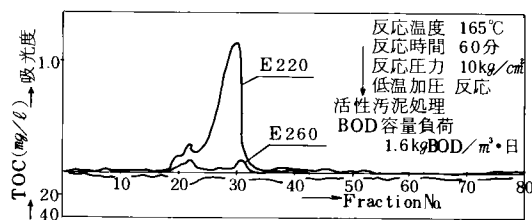


図 3. 3 0 熱処理分離液

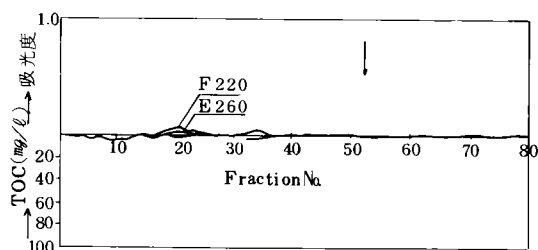


図 3. 3 1 熱処理分離液

おけるE₂₂₀の増加は、TOCの増加を伴っていないことで無機成分によるものと考えられ、生物処理によって生じた窒素などの代謝物と考えられる。

図3.30に示す活性汚泥処理水のゲルクロマトグラムと図3.31に示す活性炭吸着処理水のゲルクロマトグラムを対比して見るとわかるように、活性汚泥で処理できなかった吸光度、TOC成分がほぼ完全に除去された形となっている。

低温加圧熱処理法の分離液中の有機物を主とする溶存成分は、比較的高分子のものが多く存在することから直接活性汚泥処理を行ない、活性汚泥で処理しがたい成分は活性炭吸着処理を行なうことでほぼ完全な処理ができることが判明した。

2.2 流入下水との混合処理

濃縮汚泥の濃度を4%とすると、熱処理から発生する分離液量は流入下水量の0.5%程度となる。低温加圧熱処理反応の分離液は前述したようにBOD, CODは高温法の1/2～2/3, 色度は1/4～1/6程度であり、また分離液中の成分も生物処理しやすいことから水処理設備に返送してもほとんど問題はないと考えられる。そこで熱処理分離液と流入下水とを混合し活性汚泥処理実験を実施した。以下にこの結果を示す。

2.2.1 実験方法

実験は階段式曝気槽を用いた。一段の曝気槽は40ℓの完全混合槽になっており、これが5槽ある。実験装置のフローシートを図3.32に示す。流入下水としてHr処理場の最初沈殿池越流水を用いた。実験は最初沈殿池越流水受水槽から一定量を定量ポンプで、また熱処理分離液貯槽の分離液を定量ポンプで一定量ずつ第1段目の曝気槽へ投入し、返送汚泥は最終沈殿槽の汚泥をタイマーで流入汚水量の25%になるよう調整して返送した。また下水に対する熱処理分離液の混合比は1%になるようにし、曝気槽の汚泥濃度の調整はSV(30分)が13～15になるよう毎日沈殿槽から余剰汚泥を引き抜いた。

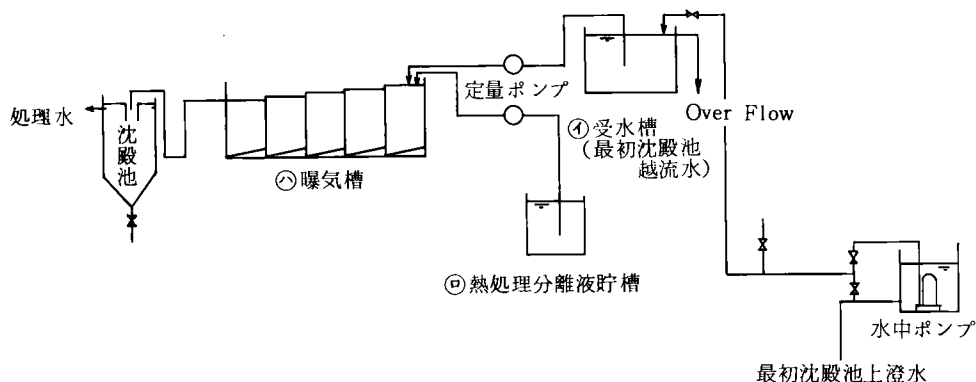


図 3.32 熱処理分離液・下水混合処理実験装置フローシート

2.2.2 実験結果

表 3. 8 a に低負荷での混合処理結果を, 表 3. 8 b に高負荷での混合処理結果を示す。いずれも流入下水に熱処理分離液を 1 % 混合したものを原水として用いた。BOD 負荷の差異は流入下水の BOD 変化によるものである。また表 3. 8 c に混合処理との比較のため流入下水のみの処理結果を示す。図 3. 33 は低負荷処理での BOD 経時変化を, 同様に図 3. 34 に COD_{Mn} 経時変化を, 図 3. 35 に COD_{Cr} の経時変化を示す。

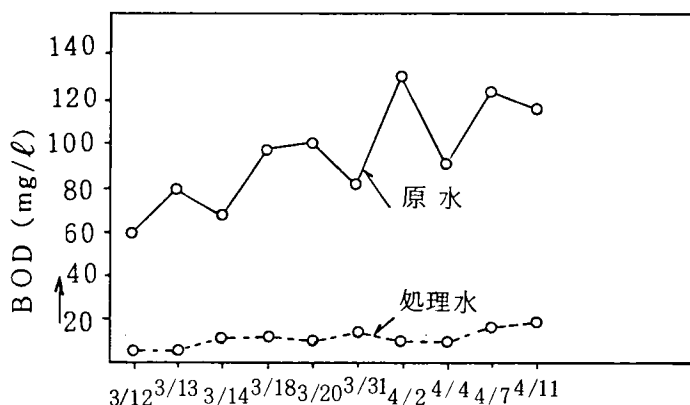


図 3. 33 BOD 経時変化

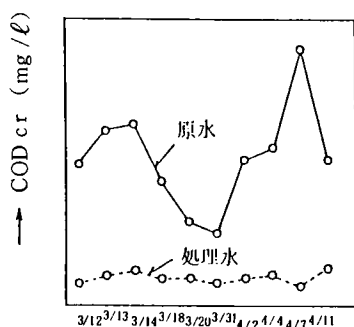


図 3. 34 COD_{Mn} 経時変化

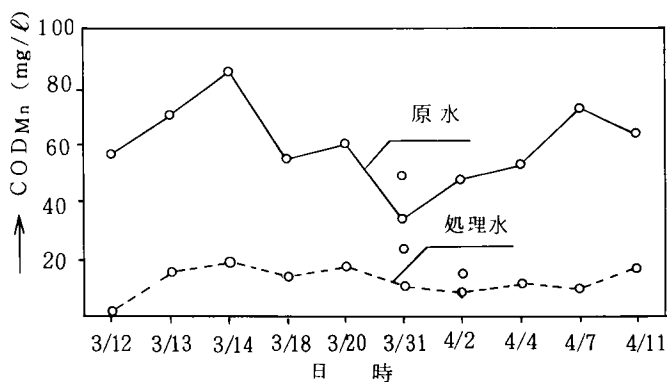


図 3. 35 COD_{Cr} 経時変化

BOD, COD_{Cr} とも原水が変動しているのに対し, 処理水は安定したものが得られ, 低負荷, 高負荷とも BOD は 20 (mg/L) 以下のものを得ることができた。曝気槽での発泡は馴致期間でも少なく, 活性汚泥が安定した後はほとんど起こらなかった。

一方、CODはBODに比べ除去率が低下し、 COD_{Mn} で50～80%， COD_{Cr} で80％程度となっている。また、色度については、低温加圧熱処理反応の分離液が高温法の1/5程度と低いことからして、処理水はほとんど無色に近い状態のものが得られた。

図 3.36 にBOD負荷とBOD除去率を示すが90％前後の除去率で安定した処理ができた。同様に図 3.37 にBOD-SS負荷とBOD除去率を示すが0.10～0.22 $kg/m^3 \cdot 日$ の範囲で90％の除去率が得られた。

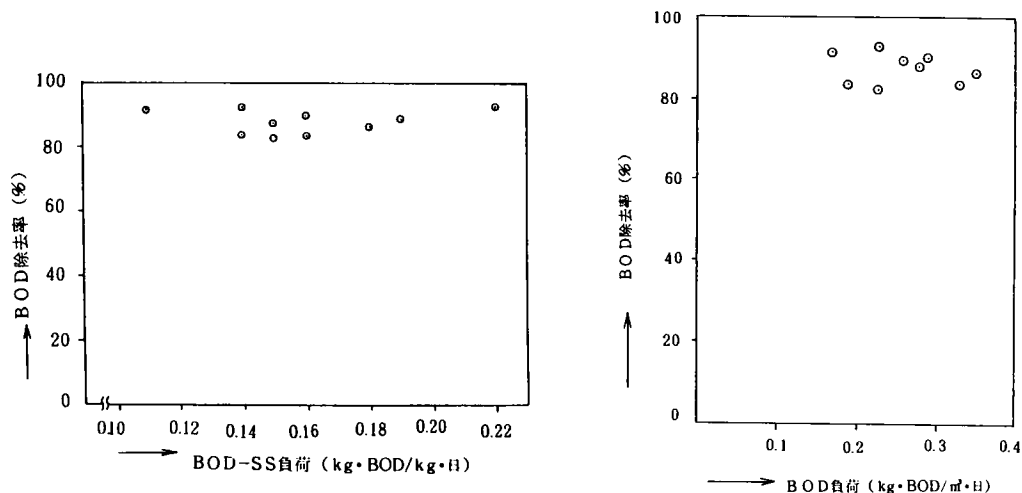


図 3.36 BOD負荷とBOD除去率の関 図 3.37 BOD-SS負荷とBOD除去
係（混合処理） 率の関係（混合処理）

表 3.8 に示した流入下水の処理結果と表 3.8 a, b に示した分離液 1 % 混合処理結果の処理水BODについて比較すると、流入下水のみの場合BOD負荷0.3 $kg/m^3 \cdot 日$ で14 (mg/l)となり、一方、分離液を混合した低負荷では11 (mg/l)，高負荷では17 (mg/l)で分離液混合による処理水への影響は生じていない。これは低温加圧熱処理反応の分離が前述したように比較的生物処理しやすい成分から成っているためと思われる。活性汚泥の性状もSVI，VS（揮発性物質）とも分離液添加による影響はまったく見られなかった。

2.3 高濃度活性汚泥法による分離液の直接処理

前述したように熱処理分離液は生物的に容易に分解できるため、従来の標準活性汚泥法よりもさらに高負荷処理が可能である。⁽²²⁾しかしBOD濃度が大きいと、さらに高負荷の処理を行うには、曝気槽DOを高める必要があ

表 3.8 a 熱処理分離液下水混合処理実験結果

(分離液 1 ㉿混合) S50.3.10 ~ S50.4.14

測定項目	曝 気 槽					分 析 値											
	MLSS (mg/L)	MLVSS (%)	SV (%)	SVI	発 生 汚泥率	原 水 (mg/L)	pH	TS	SS	VS (%)	COD _c	COD _u	BOD	NH ₄ -N	NO ₃ -N	Alb-N	T-N
BOD 負荷kg BOD/日																	
0.27	1680	565	13	79.1	61.4	処理水 (mg/L)	7.1	370 ±50	10 +50	257 ±78	51 ±10	13 ±5	11 ±4	13	8.4 ±4.6	12 ±0.5	17.7 ±5.3
±0.06	±200	±23	±1	±10.3	-	除去率 (%)	-	25.5	94	-	78.7	78.1	88.0	390	- 576.6	73.7	

表 3.8 b 高負荷での熱処理分離液と生下水との混合処理 (分離液 1 ㉿混合)

測定項目	曝 気 槽					分 析 値							
	MLSS (mg/L)	MLVSS (%)	SV(%)	SVI	発生汚泥率 (%)	原 水 (mg/L)	pH	TS	SS	COD (mg/L)	BOD	NH ₄ -N	T-N
BOD 負荷kg BOD/m ³ ・日													
1.1 kg/m ³ ・日	2530	55.3	16.9	66.8	—	処理水 (mg/L)	7.1 +0.3	920 ±140	15 ±3	74 ±12	17 ±6	67 ±19	100 ±28
	±200	±1.8	±1.3	±3.5	—	除去率 (%)	—	20.8	92.2	53.8	90.9	—	29.0

表 3.8 c 初沈上澄水活性汚泥実験結果

BOD 負荷 (kgBOD/m ³ ・日)	空気量 (L/min)	曝気槽水 温 (°C)	SV (%)	MLSS (mg/L)	MLVSS (%)	透明度	TS (mg/L)	SS (mg/L)	COD _c (mg/L)	COD _u (mg/L)	BOD (mg/L)	TOC (mg/L)
0.18	50	11.0	14.4 SVI (64.1)	2260	57.6	原 水 43	450	176	135	43	65	5.4
						処理水 30以上	420	8	36	15	5	10
						除去率 (%)	-	-	73.7	66.3	91.8	81.4
0.37	35.9	9.8	16 SVI (82.5)	1960	58.0	原 水 60	410	68	163	63	66	43
						処理水 238	340	15	58	19	14	14
						除去率 (%)	-	-	64.4	69.8	78.8	67.4
0.54	46.1	12.7	19.2 SVI (129)	1530	62.4	原 水 46	530	170	231	57	62	58
						処理水 232	370	22	71	17	11	25
						除去率 (%)	-	-	69.3	70.2	82.3	56.9

る。所が熱処理分離液に於ては、一般下水よりも発泡しやすいため、単に曝気槽で空気量を増やすと発泡の問題が起これりDOを高く保持することは困難である。そこで一部酸素ガスを加えることによりDOを $3\text{mg}/\ell$ 程度まで上げて高濃度活性汚泥法による処理効果のテストを実施した。

2.3.1 実験方法

実験は返送汚泥を容易に行うため完全混合型曝気沈殿装置（エクステンデュニット）^(37, 38)を用いて行った。曝気槽の有効容量は 600ℓ である。

図3.38に実験装置のフローシートを示す。分離液原水は、定量性を有する分離液移送ポンプ（型式モノポンプ）により所定の負荷となるように曝気槽へ投入した。曝気槽は曝気ブロワからの空気により曝気され、溶存酸素濃度(DO)は $0.5\sim 1.0\text{mg}/\ell$ に保った。さらに酸素曝気法として曝気槽のDOを高める目的で 7m^3 用の酸素ボンベより98%以上の純酸素をフローシート中の※印から注入し、DO $4.0\sim 5.0\text{mg}/\ell$ にて運転を行った。これは、小形機による実験では空気のみによりDOを高く保つためには、多量の曝気空気を必要とし、そのため曝気槽での発泡が問題となったためである。曝気槽の水理滞留時間は、空気法は5日、2日、酸素添加法は2日、1日について行なった。各条件においてSV30が20~40程度となるように沈殿池底部

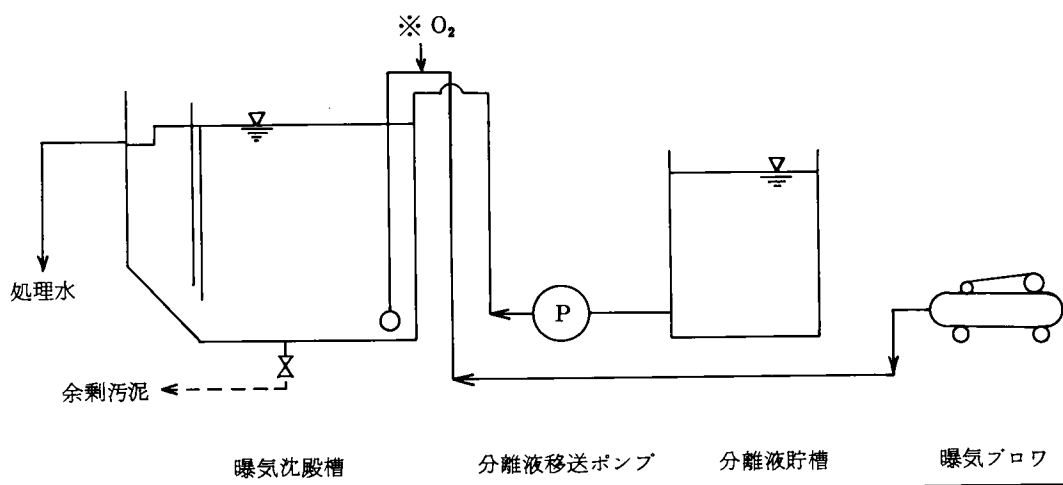


図 3.38 分離液処理装置フローシート

より余剰汚泥を毎日引き抜いた。試料採取は汚泥馴致期間として3～4週間を経た頃から始め、最低2週間は同一条件にて運転した。

2.3.2 実験結果

表3.9に汚泥馴致後の試料採取期間における曝気槽運転条件とその時の処理効果の平均値および標準偏差を示す。実験は空気法で5日滞留(BOD容量負荷 $0.8 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{日}$)と2日滞留(BOD $4 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{日}$)を酸素添加法で2日滞留(BOD負荷 $2 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{日}$)と1日滞留(BOD負荷 $4 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{日}$)を目標に行なった。図3.39に馴致後の定常運転時の運転条件とBOD, CODの経日変化を示す。入口分離液の性状は、生汚泥の濃度により変るため、日変化はかなり大きい。そのため、BOD容量負荷は図に示すようにかなりの巾で変動する。曝気槽のコントロールはDOとSVIだけであったが、空気法は5日滞留でMLSSが $4,000 \text{ mg/l}$ で安定し、SVIが50程度であった。また2日滞留ではMLSS $6,500 \text{ mg/l}$ で安定し、SVIが60程度であった。しかし1日滞留までにするとSVIが100を越え、沈殿池でのSSの流出が起り安定した運転を行うことができなかった。一方酸素添加法ではDOを $4 \sim 5 \text{ mg/l}$ と高く保つことによりMLSSを高く保持することができ、2日滞留でMLSSが $7,000 \text{ mg/l}$ になり、SVIが40程度、1日滞留に於てもMLSSが $11,000 \text{ mg/l}$ になりSVIが30と沈降性のよい活性汚泥となった。しかし半日滞留では、空気法の1日滞留と同様沈殿池でSSの流出が起り安定した処理を行なうことができなかった。BOD, CODについては、入口変動に対し曝気槽を完全混合型とし、さらに長時間曝気ということもあって、処理水質はほぼ安定している。しかし、SSについては、溶解性SSが多いことと、沈殿池を曝気槽と一体型としたため、沈殿池下部での乱れのため流出SSはかなり変動した。⁽³⁸⁾

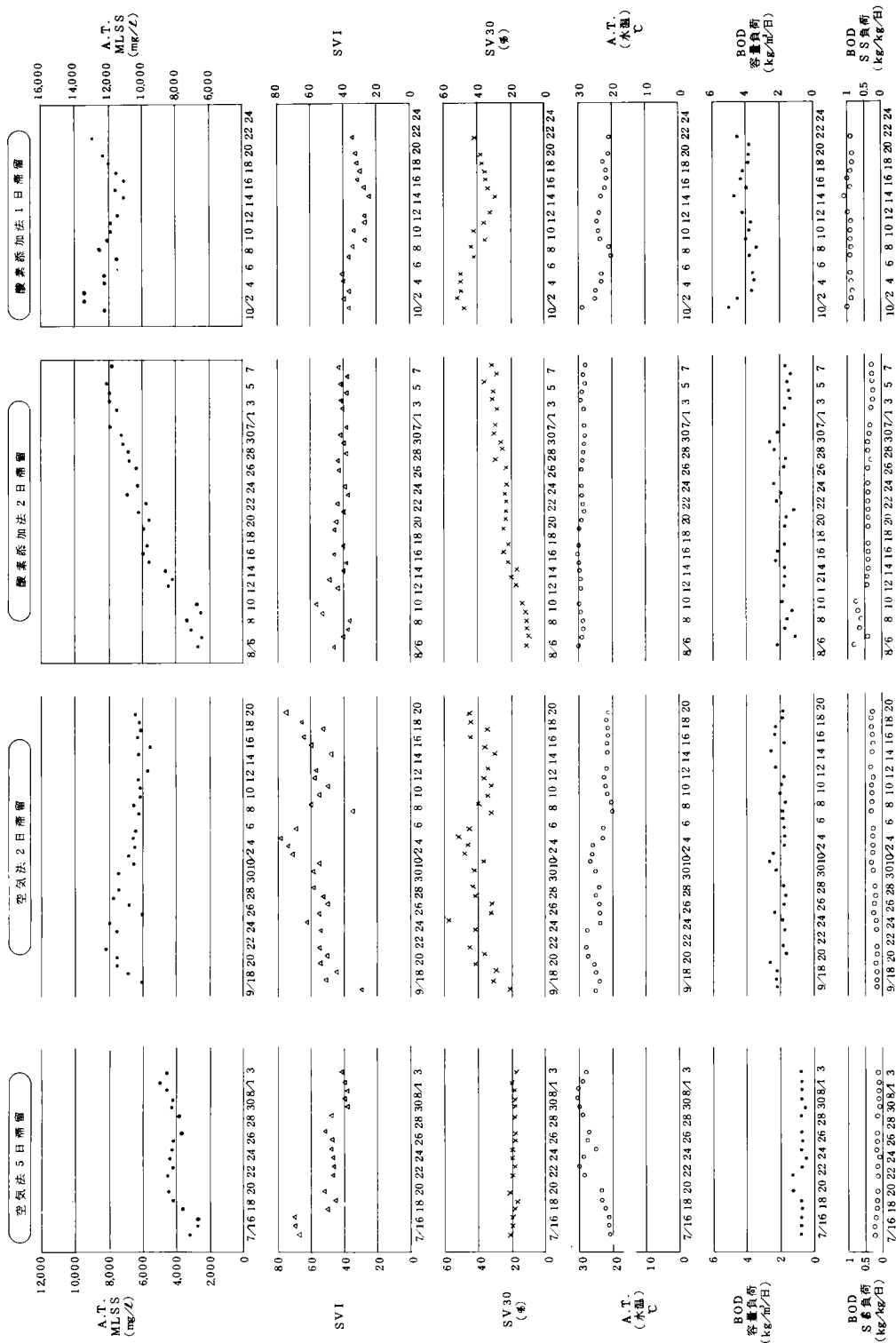
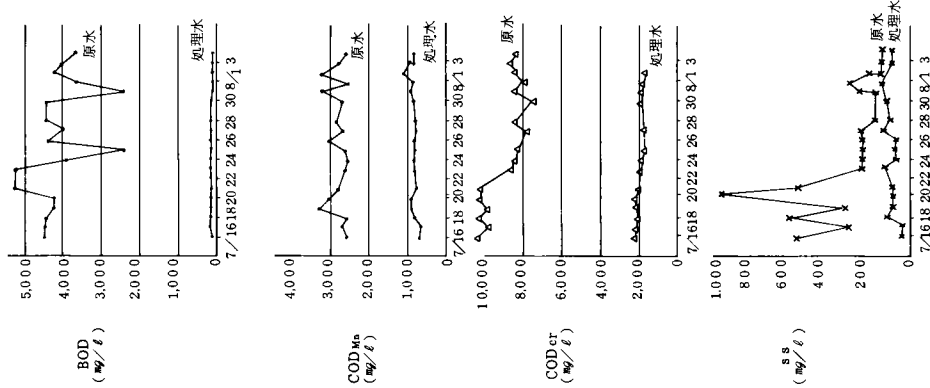
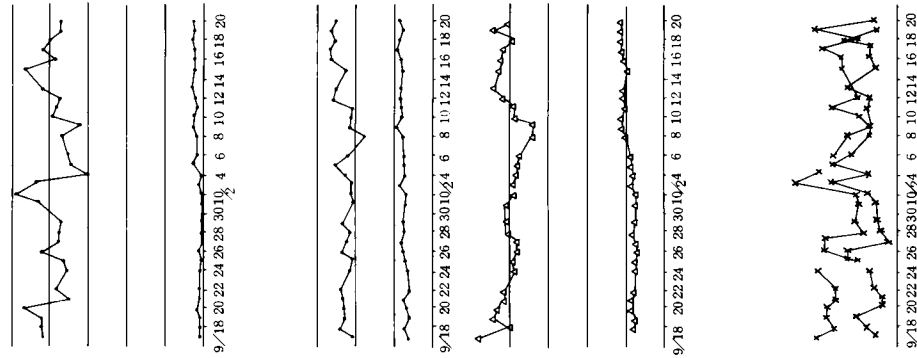


図 3.3.9 空気法と酸素添加法の運転結果

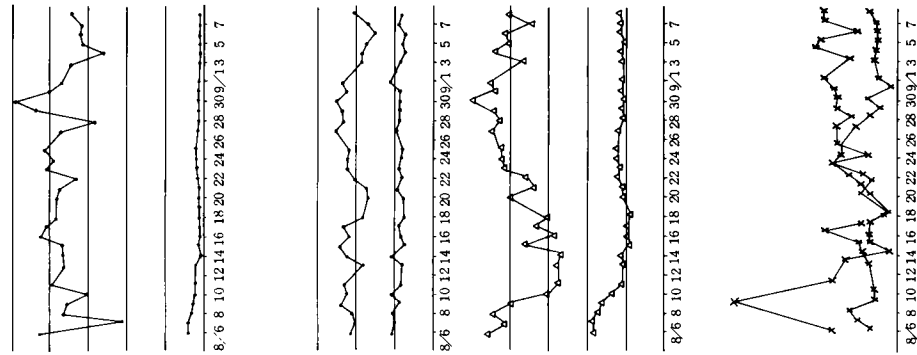
空気法 5 日 滞留



空気法 2 日 滞留



曝気添加法 2 日 滞留



曝気添加法 1 日 滞留

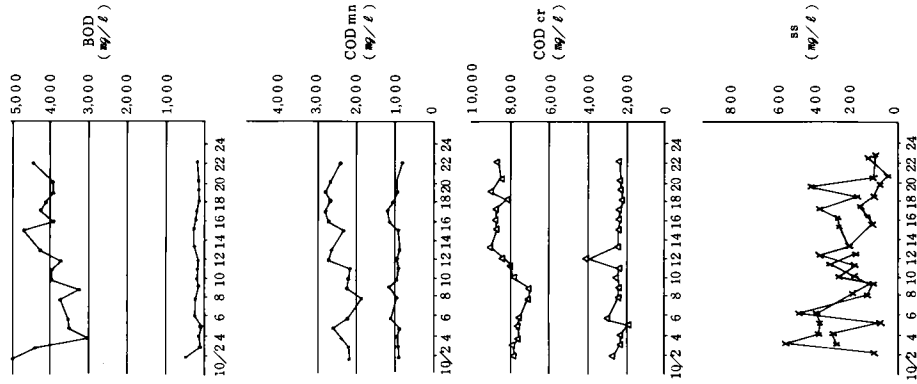


図 3.39 (の続き)

表 3. 9 分離液処理実験結果

平均) ± (標準偏差)

項 目	方 式	空 気 法		酸 素 添 加 法	
	滞留時間	5 日	2 日	2 日	1 日
	期 間	7/23~8/3	9/29~10/20	8/16~9/8	10/9~10/22
MLSS (mg/l)		4,320±391	6,470±415	6,920±912	11,800±522
BODSS負荷 (kg/kg/日)		0.18±0.05	0.31±0.04	0.27±0.07	0.34±0.04
BOD容量負荷 (kg/kg/日)		0.79±0.17	2.00±0.22	1.86±0.34	4.03±0.38
水 温 (℃)		28.7±1.76	22.2±1.87	27.6±1.76	22.9±2.01
SV 30 (ℓ)		19±1.5	40±7.0	28±3.4	37±4.9
SVI		45±4.6	61±1.0	41±2.4	31±3.1
DO		0.5~1.0		4.0~5.0	
P H	in	4.9±0.2	5.4±0.4	5.4±0.6	5.4±0.5
	out	7.6±0.4	7.7±0.2	6.4±1.4	7.0±0.4
(-)		—	—	—	—
T S (mg/l)	in	8,900±415	7,400±338	7,100±610	7,500±407
	out	3,410±144	3,080±136	3,650±265	3,330±123
(mg/l) 除去率		61.7%	58.4%	48.6%	55.6%
S S (mg/l)	in	234±61.9	288±122	284±97.9	259±113
	out	128±44.6	196±88.5	164±79.1	152±68.9
(mg/l) 除去率		46.2%	31.9%	42.3%	41.3%
S M (mg/l)	in	8,680±420	7,110±317	6,810±595	7,240±402
	out	3,280±111	2,900±128	3,480±215	3,180±98.9
(mg/l) 除去率		62.2%	59.2%	48.9%	56.1%
B O D (mg/l)	in	3,940±900	4,000±432	3,760±572	4,040±384
	out	162±22.7	291±94.9	115±60.8	156±53.3
(mg/l) 除去率		95.9%	92.7%	96.9%	96.1%
COD _{Mn} (mg/l)	in	2,860±249	2,420±264	2,130±310	2,520±228
	out	865±91.5	832±89.4	890±79.3	940±112
(mg/l) 除去率		69.8%	65.6%	58.2%	62.7%
COD _{Cr} (mg/l)	in	8,730±717	8,060±664	7,990±1,070	8,390±619
	out	1,760±147	2,010±210	2,140±169	2,400±574
(mg/l) 除去率		79.8%	75.1%	73.2%	71.4%
NH ₄ -N (mg/l)	in	145	326	259	326
	out	160	334	190	181
(mg/l) 除去率		-10%	-2.5%	26.6%	44.5%
T - N (mg/l)	in	829	708	679	708
	out	484	481	332	340
(mg/l) 除去率		41.6%	32.1%	51.1%	52.0%
T - P (mg/l)	in	52	52.6	52.9	52.6
	out	8	25.6	22	22
(mg/l) 除去率		84.6%	51.3%	58.4%	58.2%
T O C (mg/l)	in	3,460±185	2,800±179	2,700±366	2,820±198
	out	663±170	639±110	717±46.2	810±63.6
(mg/l) 除去率		80.8%	77.2%	73.4%	71.3%
S S (kgSS/kgBOD)		0.32	0.19	0.18	0.11
V S S (kgSS/kgBOD)		0.25	0.15	0.15	0.10

2.3.3 空気法と酸素添加法の比較

図 3.40 に今回の実験で運転できる各条件の比較を示す。酸素添加法は DO を高く保つことにより MLSS を高く保ち、高い BOD 負荷で処理することを目的としたものである。図 3.40 は横軸に滞留時間を取り縦軸に MLSS 濃度、BOD 容量負荷、BOD-SS 負荷を示すが、空気法、酸素添加法とも同一曲線にのっており、生物反応に対しては、空気法、酸素添加法とも全く差がないことを示している。

これは実プラントで運転可能と考えられる SV_{30} が 20～40 という運転条件に従って余剰汚泥の引拔を行なった結果と考えられる。今回の実験では、曝気槽 MLSS は空気法では上限が 8,000 mg/ℓ 程度であり、最適条件は 6,000 mg/ℓ 程度であった。一方酸素添加法では曝気槽の DO を高く保つことができるため、MLSS を 12,000 mg/ℓ に保つことが可能であった。

また、BOD-SS 負荷が 0.3 kg BOD/kg SS/日 程度であったことから、

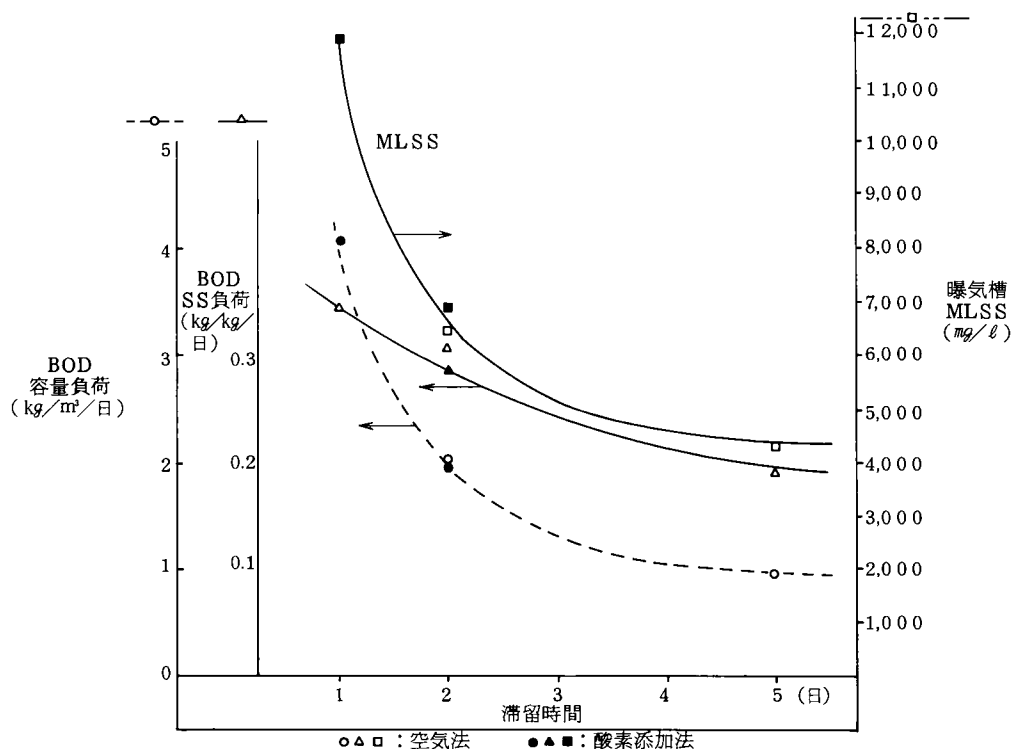


図 3.40 各方式における運転条件

流入BODを4,000mg/lと仮定すると、滞留時間は2.2日と計算される。

2.3.4 処理効果

各条件における処理効果を表3.9に示したが、主要な水質評価項目であるBOD、COD_{Mn}、COD_{Cr}、TOCの除去率とBOD SS負荷の関係を示したのが図3.41、BOD容量負荷との関係を示したのが図3.42である。図

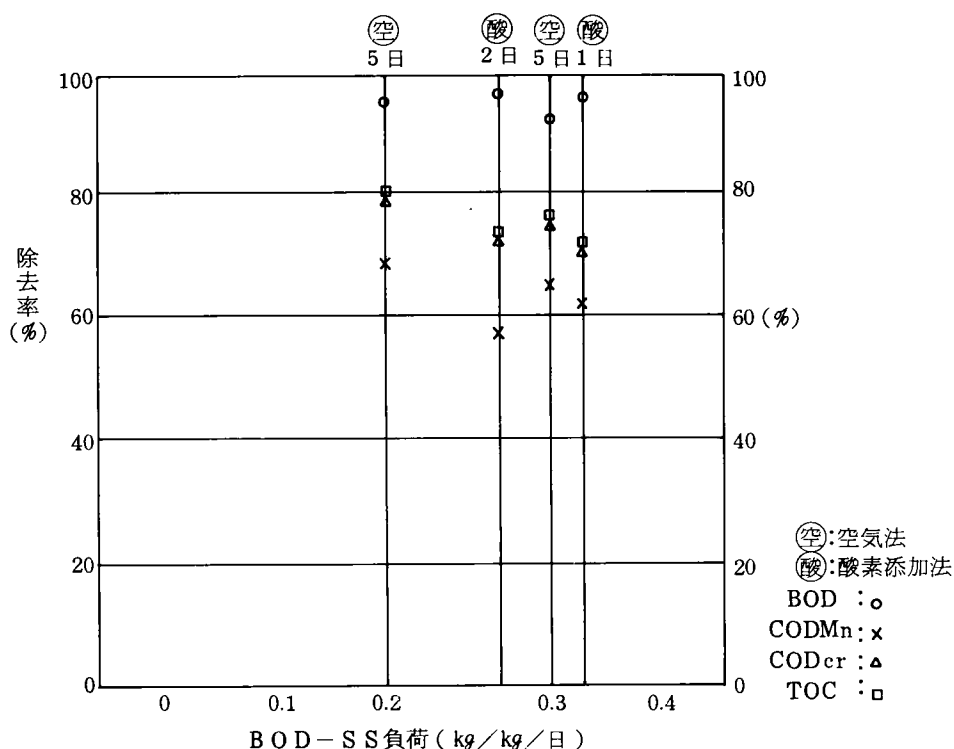


図 3.41 BOD-SS 負荷と除去の関係

より、今回の実験条件の範囲では処理効果には空気法と酸素添加法とには大きな差はないと思われる。BODについては除去率で90%以上、処理水質で300mg/l以下を示し、水処理系へ返送しても問題のない濃度まで比較的容易に処理されている。CODに関しては、一般に生物処理には限界があると言われているが、今回の実験においてもCOD_{Mn}除去率は60~70%、COD_{Cr}除去率は70~80%程度しか処理することはできなかった。特にCOD_{Mn}に関しては総量規制の問題があり、現在の規制値には充分対応できるが、

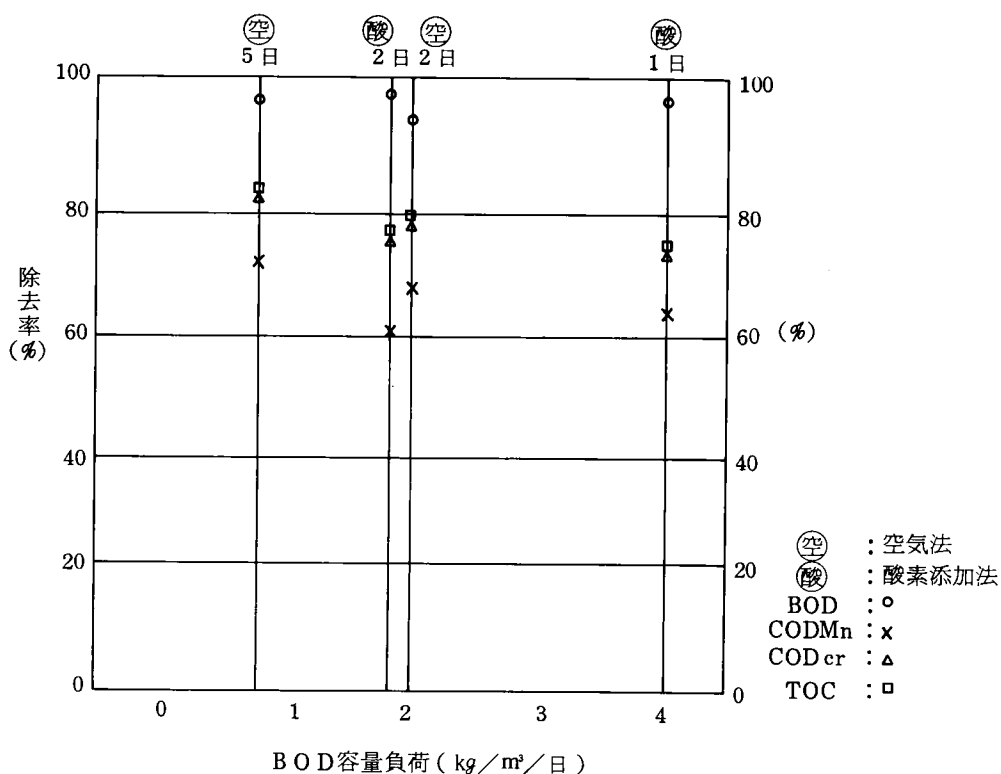


図 3.4.2 BOD 容量負荷と除去率の関係

将来規制が厳しくなれば凝集沈殿や活性炭吸着等の新たなCOD成分除去プロセスを組み合わせる必要があろう。

空気法ではDOが低いため、Ab-Nの分解が起るがNH₃-Nの硝化速度が小さいため2日滞留に於てもNH₃-Nの増加がみられた。一方酸素添加法ではDOが高いためNH₃-Nの硝化が進み、NH₃-Nの減少がみられた。一方T-Nは、空気法、酸素法とも40～50%程度の除去率が得られる。これは長時間曝気槽に於ても脱窒が起こることを示している。後述の実プラントに於ても50%程度の脱窒が起こっており、熱処理分離液処理でも脱窒が期待できる。実際プラントにおける曝気槽は、今回の実験プラントよりも水深が深く、空気曝気のみでもDOを高く保つことが可能となるため、BOD容量負荷で1.6～2 kg/m³・日までの運転が可能であり、この長時間曝気法により、水処理等へのN-P負荷を50%程度低減することができる。この熱処理分離液の脱窒実験は現在、K市Se処理場で循環法を用いて実施している。^(40, 41)

2.4. COD除去と脱色プロセスの検討

熱処理分離液は汚泥中の有機物の溶出により高濃度の溶解性物質を含んでおり、一部着色成分が存在することで分離液は淡黄色を帯びている。BOD成分は、生物処理により容易に除去できるが、COD成分は60～70%しか除去できず、色度も約50～60%しか除去できない。そこでこのCOD成分と着色成分の除去のため凝集沈殿、活性炭吸着、オゾン酸化処理を試みた。以下にこの結果を述べる。

2.4.1 凝集沈殿実験

実験はジャーテスターにより行なった。まず $\text{Ca}(\text{OH})_2$ によりpHを11に調整し、バンド添加量(Al_2O_3 として)を600～1,200mg/ℓ、ポリマー(スミフロックFA-40)を1mg/ℓ添加して行なった。

実験は熱処理分離液を直接凝集沈殿にかけるのと、長時間曝気により生物処理した分離水とについて行なった。表3.10に熱処理分離液を直接凝集により処理した結果を示す。バンドの好凝集pH域は一般に6.0～6.5であるが、熱処理分離液ではpH4.0～5.0でもっともよい凝集状態となった。熱処理分

表 3.10 凝集沈殿実験結果(直接処理)

(対象:熱処理分離液)

項目			p H	B O D	COD _{c_r}	MLSS	T S	D S	S S	V S	色度
原水	—		5. 65	1,560 (mg/ℓ)	5,500 (mg/ℓ)	—	5,940 (mg/ℓ)	4,520 (mg/ℓ)	1,420 (mg/ℓ)	78.7 (%)	0.930
処	1	600 (mg/ℓ)	5. 05	920 (41.0%)	4,320	2,070	7,670	7,120	550	55.9	0.355
	2	700	4. 85	740 (52.6%)	4,660 (15.3%)	1,180	8,780	7,670	1,110	59.2	0.455
	3	800	4. 75	860 (44.9%)	4,660	1,310	9,440	8,440	1,000	59.6	0.485
理	4	900	4. 6	1,020 (3 4 %)	4,790 (12.9%)	1,710	9,080	8,260	820	58.5	0.455
	5	750	4. 8	930 (40.4%)	4,860 (11.7%)	1,370	10,070	9,060	1,010	58.9	0.475
水	6	1,000	4. 5	1,040 (37.3%)	4,930 (10.4%)	2,420	10,830	10,160	570	52.8	0.490
	7	1,200	4. 3	1,030 (3 4 %)	4,790 (12.9 %)	850	12,050	11,250	800	62.0	0.56

離液の色度は波長430mμで0.93であるが、バンド600mg/ℓ、ポリマー1mg/ℓ添加することにより吸光度は0.355と約1/3になったが、これ以上の

バンドを添加しても色度は低下しなかった。しかしながら図 3.43 の 1～7 に示すように、フロックの沈降性はバンドの添加量が増えるとよくなる傾向にある。一方、BOD、COD_{cr} は凝集沈殿による除去は期待できず BOD で 40% 程度、COD_{cr} で 20% 程度となる。分離液の直接凝集沈殿は、色度成分除去にはある程度有効と思われるが、高濃度の溶解性物質を含んでいることから多量の凝集剤を必要とし、それに伴って多量の污泥発生がある。また BOD、COD_{cr} の除去も期待できないことから實際上無理かと思われる。

次に生物長時間活性汚泥処理後の分離液を対象にジャーテストを行った。この結果を表 3.11 に示す。図 3.44 に高分子凝集剤を 1 mg/l 添加後の

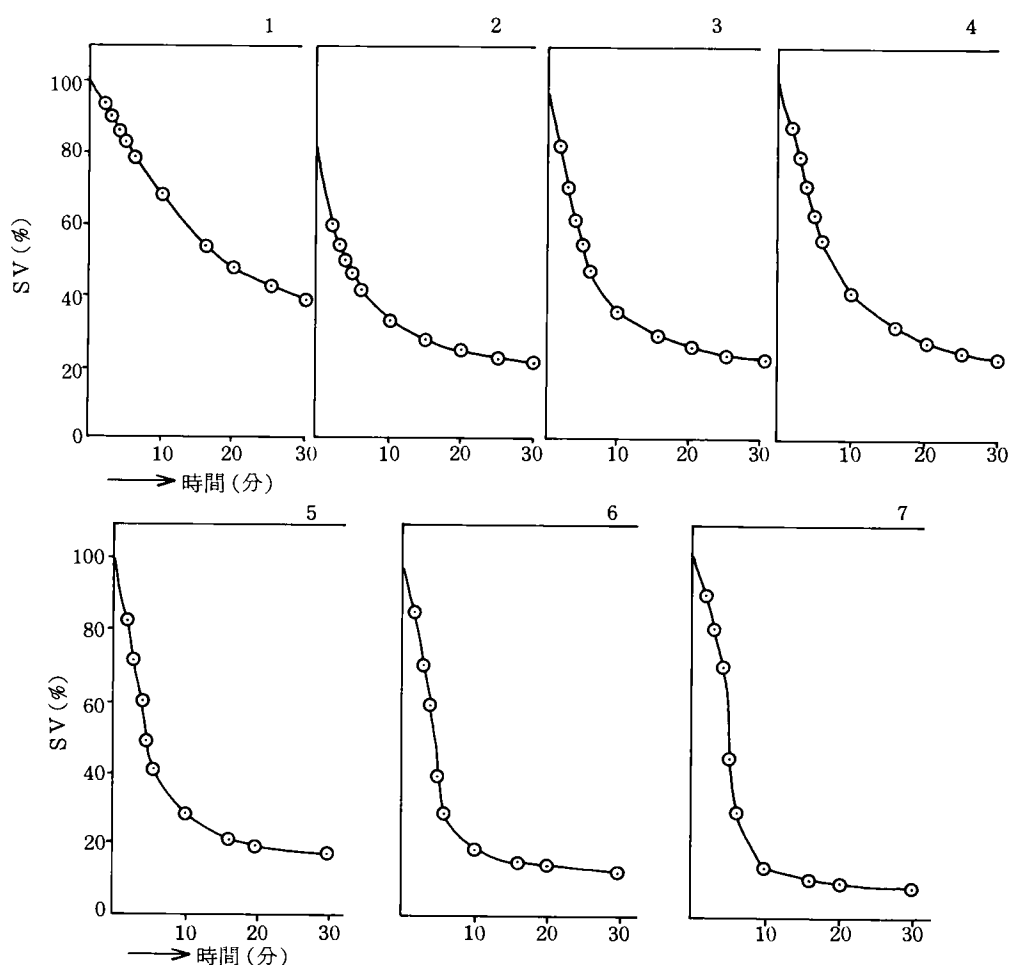


表 3.43 沈 降 曲 線

バンド添加率と
COD除去率の
関係を示す。バ
ンド添加率200
~250mg/ℓで
除去率は最大と
なっている。図
3.45に高分子凝
集剤添加率とC
OD除去率の関
係を示す。バン
ド添加率200
mg/ℓでは高

分子凝集剤の
効果は一定で
ある。

この結果よ
り、凝集沈殿
によりCOD
は約50%程
度除去できる
ことがわかる。

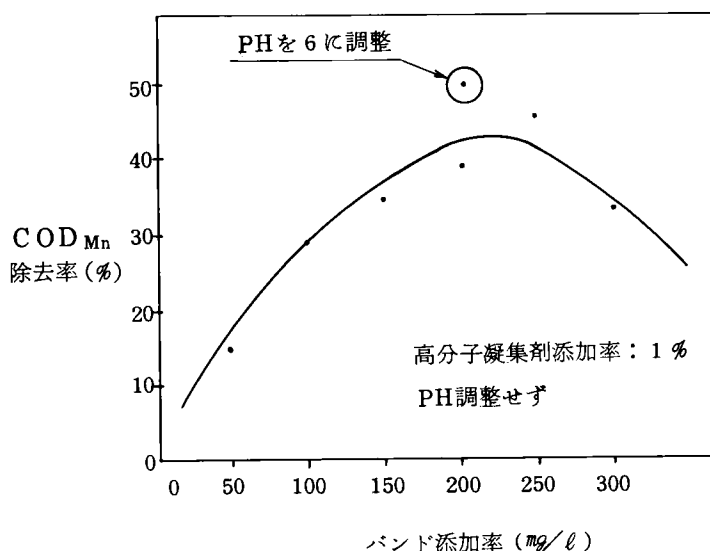


図 3.44 バンド添加率と COD_{Mn} 除去率の関係

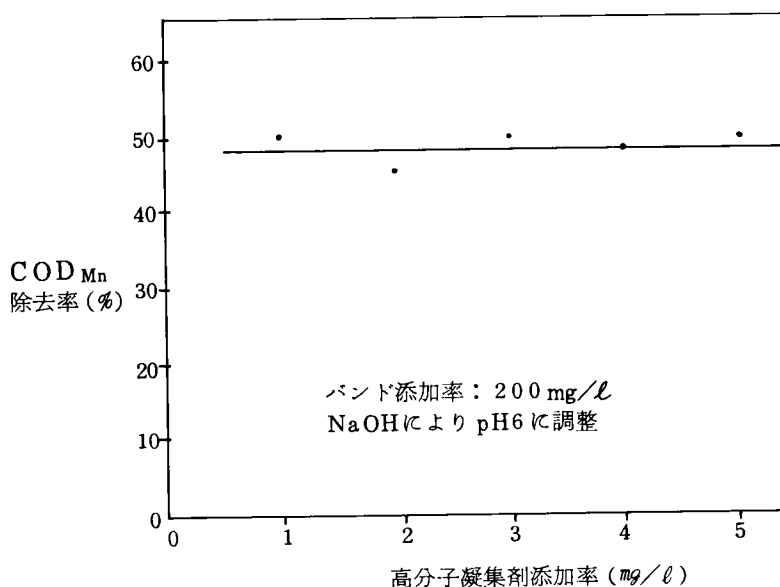


図 3.45 高分子凝集剤添加率と COD_{Mn} 除去率の関係

表 3.11 凝集処理実験結果

実 験 №	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
バンド添加率 (mg/ℓ)	50	100	150	200	250	300	200	200	200	200	200
高分子凝集剤添加率 (mg/ℓ)	1	1	1	1	1	1	1	2	3	4	5
pH (—)	4.0	5.5	4.4	4.3	4.2	4.2	NaOHにより pH 6 に調整				
原水COD _{Mn} (mg/ℓ)	460										
処理水COD _{Mn} (mg/ℓ)	390	325	300	280	250	310	230	250	230	240	230
除 去 率 (%)	15	29	35	39	46	33	50	46	50	48	50

このように分離液直接での凝集沈殿ではCODの除去はまったくできず、しかも脱色を行なうために硫酸バンドを600～700mg/l程度必要としたが、分離液を長時間曝気による生物処理後では、硫酸バンド200～250mg/lでCOD_{Mn}で50%程度の除去率を得ることができる。

2.4.2 活性炭吸着実験

熱処理分離液を直接生物処理した場合前述のようにBOD除去率は80%以上得られるが、吸光度による色度除去は20～30%しか得られない。そのため脱色プロセスの一つとして活性炭吸着実験を実施した。以下にこの結果を述べる。

(1) 実験方法

原水には低温加圧熱処理方式の分離液をBOD負荷0.8kg BOD/m³・日で活性汚泥処理した処理水を用いた。その処理水を原水として、定量ポンプでカラム上部に設けた貯槽に供給した。カラム下部に設けた調整弁でSVが1になるように原水を貯槽からカラム内に通水した。処理水は自動サンプリング装置で採集した。実験装置の概要を図3.46に示す。

(2) 実験条件

実験条件を表3.12に示す。

(3) 実験結果

実験は活性炭吸着による脱色効果をおもに求めるため比較的低負荷で運転

した。この結果表 3.13 に示す。図 3.47-a~d に pH, BOD, COD_{cr}, 吸光度による色度の経時変化を示す。

表 3.12 カラム仕様と実験条件

項 目	数 値
カラム 直径	19 mm
活性炭層 高さ	300 mm
活性炭量	37.4 g
"	85 cc
平 均 SV	0.94 m ² /m ³ /H
LV	2.81 cm/H

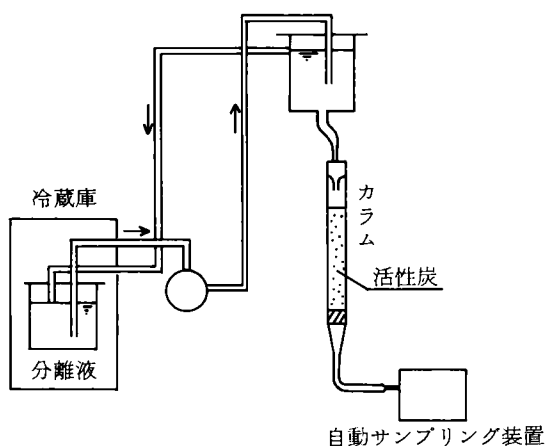


図 3.46 活性炭吸着実験

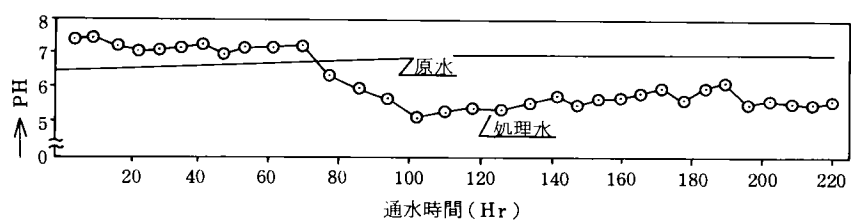
色相については、430m μ における吸光度でみると約170時間以後でに悪化している。この時点で活性炭が劣化したと考えるとベッドボリューム157, 活性炭吸着量で5.2mg/g, COD吸着量で126mg/lとなり、活性炭カラムでの吸着量としては低い。

運転開始から70時間までのpHは7前後であったが100時間以後は5~6の間となり安定した。

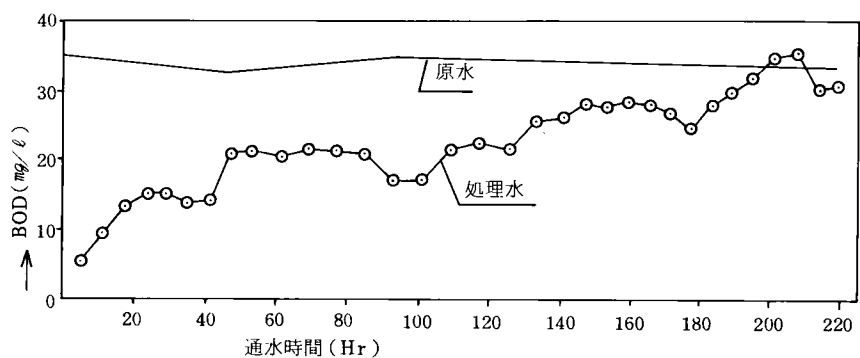
表 3.13 BODに対する活性炭の老化

項 目 \ BOD	10 (mg/l)	20 (mg/l)	30 (mg/l)
ベッドボリューム (m ³ /m ³)	11	50	140
活性炭吸着量 (BODmg/g)	0.95	2.30	5.47
運転時間 (Hr)	13	47	132

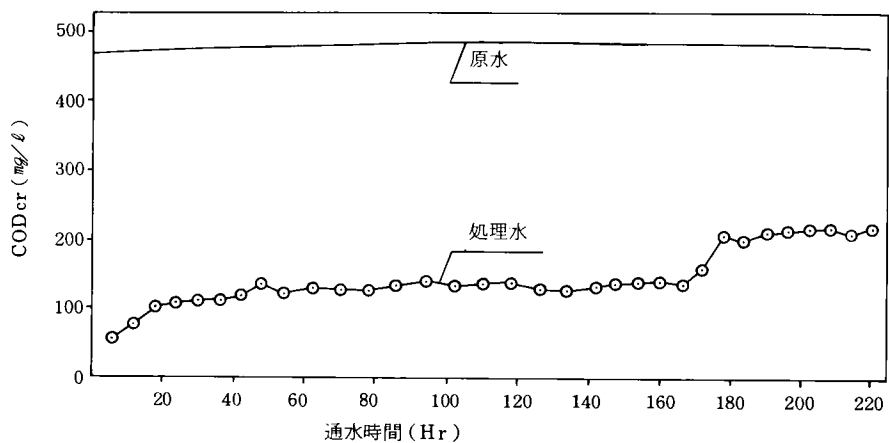
BOD除去率は、表 3.13 に示すようにBOD 10mg/l以下の処理水を得るには13時間しかもたない。またBOD 20mg/l以下ならば47時間、



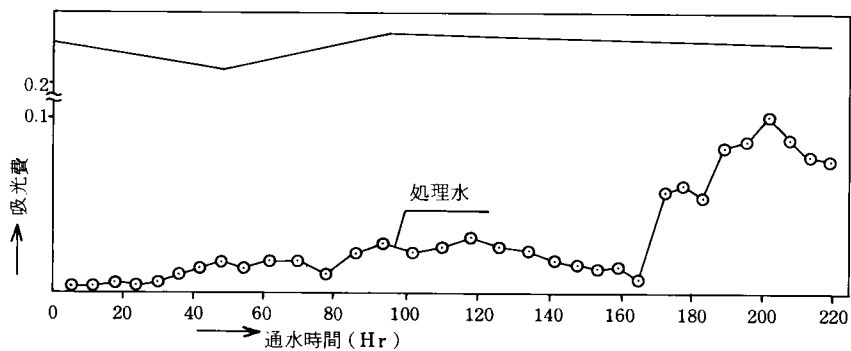
a pH 経時変化



b BOD 経時変化



c COD_{cr} 経時変化



d 色度経時変化

図 3.47 活性炭塔による吸着効果

表 3.13 活性炭吸着処理実験結果

項目 通水時間		pH	BOD		COD _{Cr}		吸光度	処理水量	ベ ッ ト ボ リ ュ ム	SV
			mg/ℓ	除去率	mg/ℓ	除去率	-log T	mℓ	ΣV/ 活性炭 cc	
原 水		6.5	35	—	470	—	0.410	—	—	—
原 水		6.6	33	—	480	—	0.280	—	—	—
原 水		6.85	35	—	486	—	0.425	—	—	—
原 水		6.7	34	—	485	—	0.425	—	—	—
1	6 Hr	7.40	5.5	84.3	56	88.3	0.004	459	5.4	0.90
2	12	7.45	9.4	73.1	81	83.1	0.003	894	10.52	0.88
3	18	7.20	13.4	61.7	104	78.3	0.006	1,464	17.22	0.96
4	24	7.10	15.0	57.1	111	71.9	0.004	2,094	24.64	1.03
5	30	7.10	15.1	56.9	114	76.3	0.007	2,544	29.93	1.00
6	36	7.15	13.8	60.6	114	76.3	0.010	3,003	35.33	0.98
7	42	7.25	14.2	59.4	121	75.0	0.013	3,477	40.91	0.97
8	48	6.95	21.2	39.4	136	71.7	0.018	4,362	51.32	1.07
9	54	7.10	21.8	37.7	126	73.8	0.014	4,947	58.2	1.08
10	62	7.15	20.7	40.9	131	72.7	0.018	5,731	67.42	1.09
11	70	7.15	21.6	38.3	131	72.7	0.018	6,471	76.13	1.09
12	78	6.30	21.3	39.1	131	72.7	0.010	7,179	84.46	1.08
13	86	5.90	21.0	40.0	136	71.7	0.023	8,139	95.75	1.11
14	94	5.60	17.1	51.1	144	70.0	0.028	8,939	105.16	1.12
15	102	5.05	17.3	50.6	136	71.7	0.023	9,667	113.73	1.12
16	110	5.15	22.0	37.1	139	71.0	0.026	10,267	120.79	1.10
17	118	5.30	22.8	34.9	141	70.6	0.032	10,947	128.79	1.09
18	126	5.25	21.9	37.4	134	72.1	0.027	11,547	135.85	1.08
19	134	5.40	26.0	25.7	131	72.7	0.024	12,029	141.49	1.06
20	142	5.60	26.5	24.3	136	71.7	0.018	12,299	144.69	1.02
21	148	5.35	28.5	18.6	141	70.6	0.017	12,578	147.98	1.00
22	154	5.50	28.2	19.4	143	70.2	0.014	12,716	149.6	0.97
23	160	5.45	29.0	17.1	146	69.6	0.016	12,842	151.08	0.94
24	166	5.60	28.3	19.1	141	70.6	0.008	12,977	152.67	0.92
25	172	5.80	27.2	22.3	160	66.7	0.058	13,367	157.26	0.91
26	178	5.35	24.9	28.9	212	55.8	0.062	14,012	164.85	0.93
27	184	5.75	28.8	17.7	202	57.9	0.054	14,597	171.73	0.93
28	190	5.90	30.4	13.1	215	55.2	0.083	14,972	176.14	0.93
29	196	5.25	32.3	7.7	217	54.8	0.085	15,529	182.67	0.93
30	202	5.40	35.1	0	222	53.8	0.102	16,205	190.65	0.94
31	208	5.25	35.9	0	222	53.8	0.089	16,730	196.82	0.95
32	214	5.30	30.9	11.7	212	55.8	0.078	17,135	201.59	0.94
33	220	5.30	31.4	10.3	222	53.2	0.075	17,570	206.71	0.94

ベッドボリュームで85.0, 活性炭吸着量で2.3mg/ℓと下水の3次処理等と比較して悪い。このことは分離液中のBODは活性炭で吸着しにくい低分子系のものが多いためと思われる。

COD_{cr}は比較的吸着されやすく, 170時間までは70%程度の除去率が得られる。表3.14にCOD_{cr}に対する活性炭のCOD_{cr}吸着量を示すが, 処理水150mg/ℓ以下ならば126mg/gの吸着能力をもっている。

以上のように脱色プロセスとして活性炭は有効であるが, 3次処理に用いる活性炭吸着塔の設計値とは異なる結果となった。

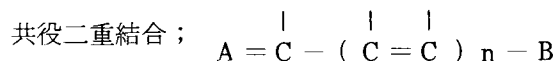
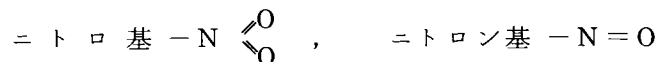
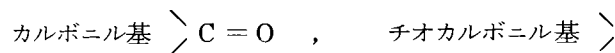
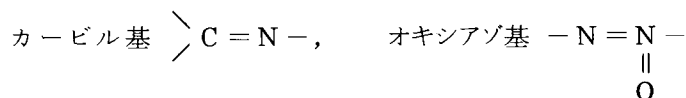
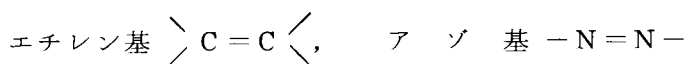
表 3.14 CODに対する活性炭の老化

項 目 \ COD _{cr}	100(mg/ℓ)	150(mg/ℓ)	200(mg/ℓ)
ベッドボリューム (m ³ /m ³)	17	155	162
活性炭吸着量 (COD _{cr} mg/g)	15.6	126.1	130.7
運転時間 (Hr)	18	169	177

2.4.3 オゾン処理実験

一般に, 発色現象は下記のような発色団によるためであるとする説や, 分子内の共役二重結合による共鳴混成体がある原因であるとの説がある。

発 色 団 ;



これらはいずれも不飽和結合をもっており, オゾンは不飽和結合と反応しやすい。そのためにオゾン酸化によりこれらの不飽和結合が酸化または分解

され、発色機能を失ない脱色するものと考えられる。その結果、有機酸、アルデヒドなどを生成すると推定されている。そこで活性炭吸着と同様に分離液の活性汚泥処理水を原水として用い、色度成分除去方法としてオゾン酸化による脱色実験を行った。その結果を以下に述べる。

(1) 実験方法

実験のフローシートを図 3.48 に示す。原水を酸化塔に入れ、オゾン発生機からのオゾン化空

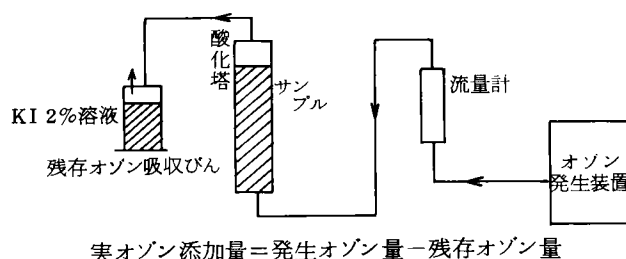


図 3.48 実験フローシート

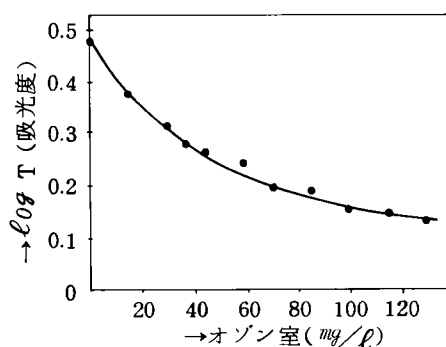


図 3.49 オゾン添加量と吸光度の関係

を酸化塔下部から投入して処理した。未反応オゾンはヨウ化カリウム 2 % 溶液に吸収し滴定法でオゾン量を算出した。

(2) 実験結果

表 3.15 と図 3.49 に H 処理場発生汚泥の長時間曝気による生物処理後の分離液を対象にオゾン脱色テストの結果を示す。オゾン添加量と色度の関係を図 3.49 に示すが、オゾンを 120 mg/l 程度添加しないと無色に近い状態とはならなかった。

一方、BOD、COD_{cr} は色度除去と比較して除去効果が少なく、オゾン添加量 120 mg/l で BOD 除去率 40 %、COD_{cr} 除去率 10 % となる。

次に比較的分離液濃度が高い K 市 Sa 下水処理場の生物処理後の分離液処理水を対象にオゾン処理のテストを実施した。当処理場は処理区域に染色工場を多くもっているため、下水中にも色度成分が含まれている。そのため分離液の COD と色度が高い。表 3.16 に実験結果を示す。オゾン化空気量は 40 NL/min 処理原水量は 70 l であった。表中、色度欄の () 内は色度除去率を示す。

表 3.15 オゾン処理実験結果

EXP NO	原水	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
処理時間 (min)	—	10	20	25	30	40	50	60	70	80	90
オゾン量 mg/ℓ	—	15	30	37	44	59	71	85	100	115	129
COD _{Cr} mg/ℓ 除去率 (%)	511 —	496 2.9	506 0.9	506 0.9	506 4.8	506 0.9	506 0.9	486 4.8	460 10.0	460 10.0	460 10.0
BOD mg/ℓ 除去率 (%)	37 —	34 8.1	32 13.5	31 16.2	32 13.5	29 21.6	28 24.3	26 29.7	24 35.1	22 40.5	23 37.8
色 度 420 mμ	0.480	0.375	0.313	0.285	0.260	0.242	0.197	0.188	0.153	0.143	0.130

対象水：熱処理分離液・活性汚泥直接処理水

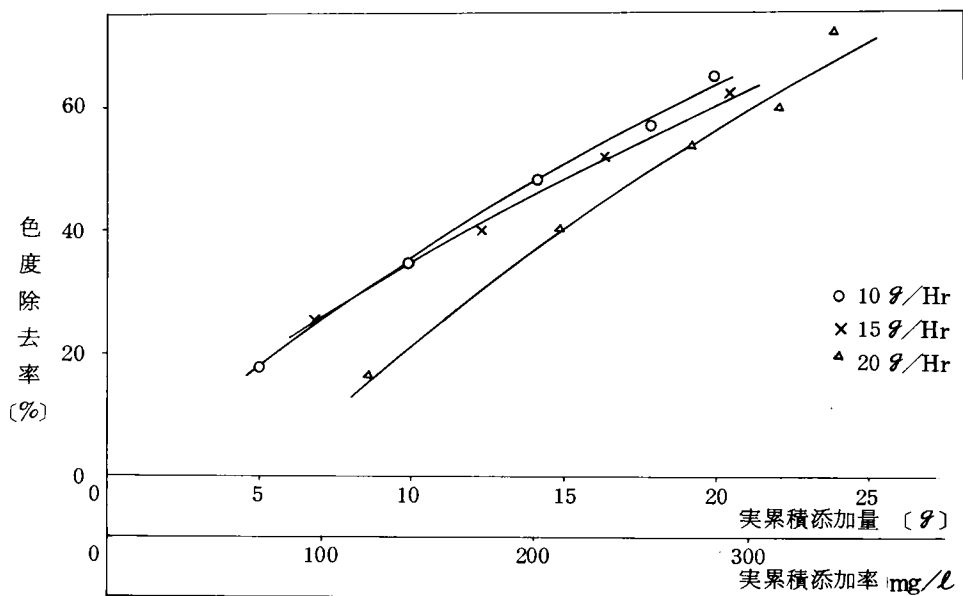


図 3.50 実果積添加量・実果積添加率と色度除去率の関係

図 3.50 に実果積添加量，実果積添加率と色度除去率の関係を示す。実果積添加量は発生オゾン量から排オゾン量を差し引いて求めた量である。今回はオゾン発生機の容量から添加量が 10～20 g/Hr の範囲で行ったが，これ以上の添加量でも脱色効果は変わらないと思われる。

このように S 処理場での分離液の脱色条件としては H 処理場よりも多くのオゾンが必要となり，接触時間 60～90 分，オゾン添加率 200 mg/ℓ 以上が

必要である。またCODやBODについてはほとんど除去できなかった。

表 3. 16 オゾンによる脱色実験結果

運 転 条 件			処 理 水 性 状							
添 加 条 件	添 加 率	排 オ ゾ ン 濃 度	Sample名	色 度	B O D (mg/ℓ)	C O D _{Mn} (mg/ℓ)	C O D _{Cr} (mg/ℓ)	T - N (mg/ℓ)	NH ₃ -N (mg/ℓ)	T - P (mg/ℓ)
添加オゾン量 1 0 g/Hr (オ ゾ ン 濃 度) (4.17 mg/ℓ)	—	—	原 水	3,090	3 6 0	8 5 0	2,340	5 6 9	3 3 4	3 5.1
	mg/ℓ 71	mg/ℓ 0.063	接 触 時 間 3 0 分	6,720 (17)	3 6 0	8 5 0	2,440	5 1 4	3 2 8	2 7.7
	143	0.37	6 0 分	5,310 (34)	4 9 0	7 2 0	2,610	4 9 5	3 2 2	2 8.4
	214	1.15	9 0 分	4,240 (48)	4 3 0	7 7 0	2,140	5 5 1	3 2 2	3 3.8
	286	1.70	1 2 0 分	3,510 (57)	4 2 0	8 1 0	2,670	5 1 4	3 2 2	2 9.7
	357	3.32	1 5 0 分	2,330 (65)	4 3 0	7 8 0	2,440	5 3 2	3 2 2	3 4.5
添加オゾン量 1 5 g/Hr (オ ゾ ン 濃 度) (6.25 ppm)	—	—	原 水	7,960	4 4 0	8 3 0	2,500	5 0 1	3 2 8	2 9.7
	mg/ℓ 104	mg/ℓ 1.30	接 触 時 間 3 0 分	5,990 (25)	5 4 0	7 4 0	2,770	5 0 1	3 2 2	3 1.1
	214	2.43	6 0 分	4,750 (40)	4 6 0	6 8 0	2,790	4 8 9	3 0 9	2 9.7
	321	3.52	9 0 分	3,310 (52)	5 7 0	7 8 0	2,770	5 0 7	3 0 3	2 9.7
	429	4.63	1 2 0 分	3,550 (55)	5 2 0	8 2 0	2,930	4 8 3	3 0 9	2 9.1
	536	3.50	1 5 0 分	2,910 (63)	5 4 0	7 8 0	2,970	5 0 1	3 0 9	2 8.4
添加オゾン量 2 0 g/Hr (オ ゾ ン 濃 度) (8.33 ppm)	—	—	原 水	8,130	4 5 0	7 5 0	2,380	5 1 1	3 2 2	2 5.0
	mg/ℓ 143	mg/ℓ 2.43	接 触 時 間 3 0 分	6,930 (16)	4 1 0	7 6 0	2,190	5 0 7	3 2 2	2 5.7
	286	4.26	6 0 分	4,880 (40)	4 4 0	7 2 0	2,140	4 8 9	3 2 2	2 6.4
	429	5.42	9 0 分	3,770 (54)	4 3 0	7 4 0	2,100	5 3 2	3 0 9	2 7.0
	571	6.57	1 2 0 分	3,250 (60)	4 5 0	7 1 0	2,130	5 1 4	3 0 9	2 7.0
	714	7.33	1 5 0 分	2,230 (73)	4 3 0	6 6 0	2,030	4 9 5	3 0 9	2 6.4

第3節 低温加圧熱処理の臭気処理

前述したように、熱処理法は汚泥の脱水性を改善するが、汚泥の溶出による脱離液の悪化と、臭気の発生が問題となる。ここでは反応速度の差による臭気濃度の分析、また熱処理設備での臭気発生源と、その臭気濃度について分析を行ない、これを集めた臭気の処理方法の検討をする。検討する処理法は、水洗法、直接燃焼法、活性汚泥による吸着法、およびオゾンと二液洗浄による化学処理法である。

3.1 発生臭気の調査

低温加圧熱処理プラントの臭気は、反応缶に空気を吹き込み165℃の状態では反応缶分解ガスとして引き抜くため、熱処理汚泥の臭気は高温法に比較して非常に低い。しかし無処理とはいかないためKa処理場で行なった臭気処理システムを図3.51に示す。臭気ガスはその強さにより①熱処理系濃臭、②熱処理系薄臭、③一般薄臭とに分類した。さらに防臭対策の基本方式として、各室ごとに次のように分類した。

a. 密閉拡散防止室

通常人が出入りしない箇所で負圧密閉構造とし、 -3mmAq 程度の負圧で臭気を室外に出さないようにする。

b. 密閉排風吸引室

脱水機室等作業上、人が出入りしなければならぬ箇所で、 -1mmAq の負圧密閉室を作り、本箇所より他に臭気が拡散するのを防ぐとともに、箇所内は強制送風換気脱臭とする。

c. 密閉換気室

分離液処理室のように臭気として薄い箇所は換気脱臭とする。

d. その他

ポンプ室等のように常時臭気の発生がない場所は、強制換気のみとする。

Ka処理場ではこのように各室を分類し、脱臭処理方式を決定した。臭気発生場所と臭気分類を表3.17に示す。これら各室の臭気成分の測定をK市Sa処理場と、N流域下水道Ka処理場に設置したテストプラントで行った。

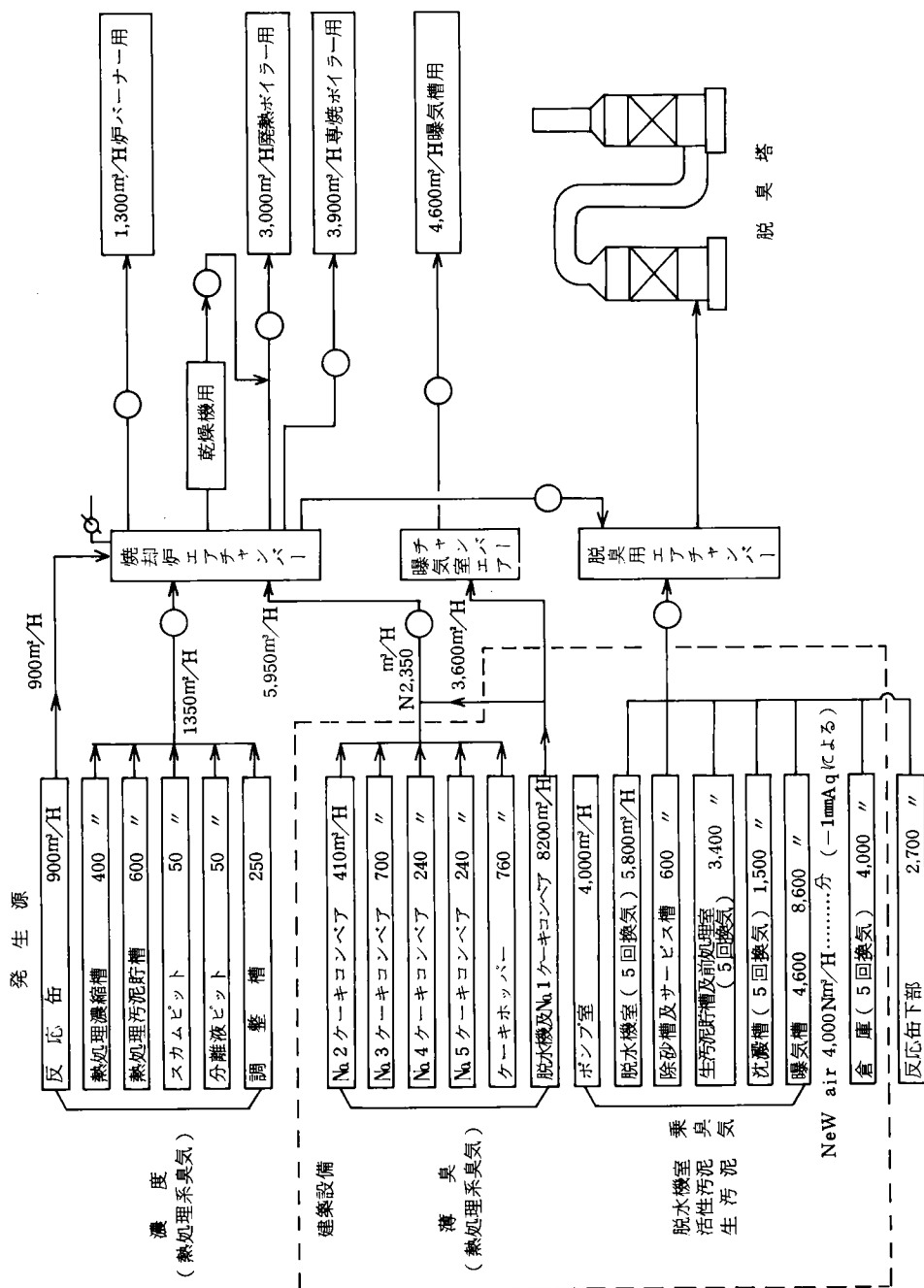


図 3.51 臭気処理系統図

表 3.17 臭気発生場所と臭気分類

人の出入が ○多い △やや有 ×全く無し

階高	発 生 源	熱濃 処理 系臭	熱薄汚 処理臭 系性	一 般 薄 臭	強 制 換 気	自 然 換 気	熱 気 の 有 無	通 常 入 り の 有 無	密 閉 す る 室 と	室 分 類
地下	1. 熱 処 理 濃 縮 槽	○					○	×	○	A
	2. 熱 処 理 汚 泥 貯 槽	○						×	○	A
	3. 分 理 液 ビ ッ ト	○					○	×	○	A
	4. ス カ ム ビ ッ ト	○						×	○	A
	5. 調 整 槽	○						×	○	A
	6. 沈 殿 槽		○	○				△	○	C
	7. 除 砂 槽			○				×	○	A
	8. サ ー ビ ス 槽			○				×	○	A
	9. 集 水 槽			○				×	○	A
	10. 汚 泥 ポ ン プ 室				○			○		D
	11. 分 離 液 ポ ン プ 室				○			○		D
	12. ア ッ シ ュ コ ン ベ ヤ 室				○		○	○	○	D
1 階	1. ブ ロ ヲ ー 室				○			○	○	C
	2. 曝 気 槽 室				○				○	B
	3. 焼 却 炉 室					○	○	○	○	D
	4. 前 処 理 室			○	○				○	C
	5. 熱 処 理 室					○		○	○	D
	6. 倉 庫			○	○				○	D
2 階	1. ケ ー キ コ ン ベ ア	○								A
	2. ケ ー キ シ ュ ー ト	○								A
	3. ケ ー キ コ ン ベ ア 室		○			○			×	A
	4. 焼 却 ヤ ー ド						○	○	○	D
	5. 熱 処 理 ヤ ー ド					○		○	○	D
3 階	1. 脱 水 機 室	○	○					○		B
	2. ケ ー キ コ ン ベ ア	○							○	A
	3. ケ ー キ ホ ッ パ ー	○							○	A
	4. 熱 処 理 ヤ ー ド					○	○	○		C
	5. 脱 水 ヤ ー ド					○		○		C
	6. 焼 却 炉 ヤ ー ド					○	○	○		C

表 3.18 発生源別悪臭成分分析結果

反応条件 反応温度 160～164℃

反応時間 56～65分

空気吹込量 9～14 Nm³/hr

		反応缶 分解ガス	熱処理汚 泥濃縮槽	熱処理汚 泥貯留槽	曝気槽	循環槽	分離液槽	脱水機室
アンモニア NH ₃	Ka	0.18～0.52	0～0.0135	0.011～ 0.747	5.33～7.09	0.141～ 1.13		0.104～ 0.104
	Sa	0.125	0.005～ 0.086	0.044～ 0.343	0.091～ 1.32	0.045～ 0.935	0.706～ 2.691	
硫化水素 H ₂ S	Ka	0.7～1.8	0～0.0094	0.000233	0.00139	0		0～0.0007
	Sa	1.29	0～0.74	0.007～ 0.008	0～0.007	0～0.14	0～0.016	
メチルメルカ プタン MM	Ka	1.3～7.4	0	0.0039～ 0.107	0	0.0826		0
	Sa	29.15	0.0016～ 1.84	0.0015～ 0.06	0.0016～ 0.007	0.204～ 3.74	0.0026～ 0.019	
硫化メチル DMS	Ka	1.6～9.9	0.048～ 0.21	0.039～ 0.114	0.022～ 0.083	0.004～ 6.6415		0.0019～ 0.0003
	Sa	0.62	0.0029～ 0.10	0.0038～ 0.026	0.0006～ 0.00225	0.065～ 0.432	0.00126～ 0.0088	
二硫化メチル DMDS	Ka	0.0158～ 0.0411	0.13～1.24	0.0312～ 0.155	0	0～0.00295		0.0086
	Sa	8.21	0.0014～ 0.44	0.0092～ 0.12	0.00014～ 0.0046	0.01～0.07	0.0003～ 0.0055	
トリメチルア ミン TMA	Ka	0.13～1.6	0～0.092	0～0.406	0	0		0.0003～ 0.322
	Sa	0.0047	0	0	0	0	0～0.0015	
アセトアルデ ヒド R-CHO	Ka	0～0.744	14.2～25.8	0.22～9.04	0.344	0.0016～ 0.197		0.144
	Sa	0.194	0.004～ 13.0	0.024～1.6	0.008～ 0.043	0.0016～ 0.496	0.0004～ 0.58	
スチレン	Ka	0～0.001	0～0.0026	0.00589	0	0	0	0
	Sa	—	—	—	—	—	—	—
臭気の種類		熱処理系 濃臭	熱処理系 濃臭	熱処理系 濃臭	一般薄臭	生污泥臭 一般薄臭	熱処理系 濃縮	熱処理系 薄臭
発生状態の 分類		A	A	A	C	A	A	B

単位 ppm

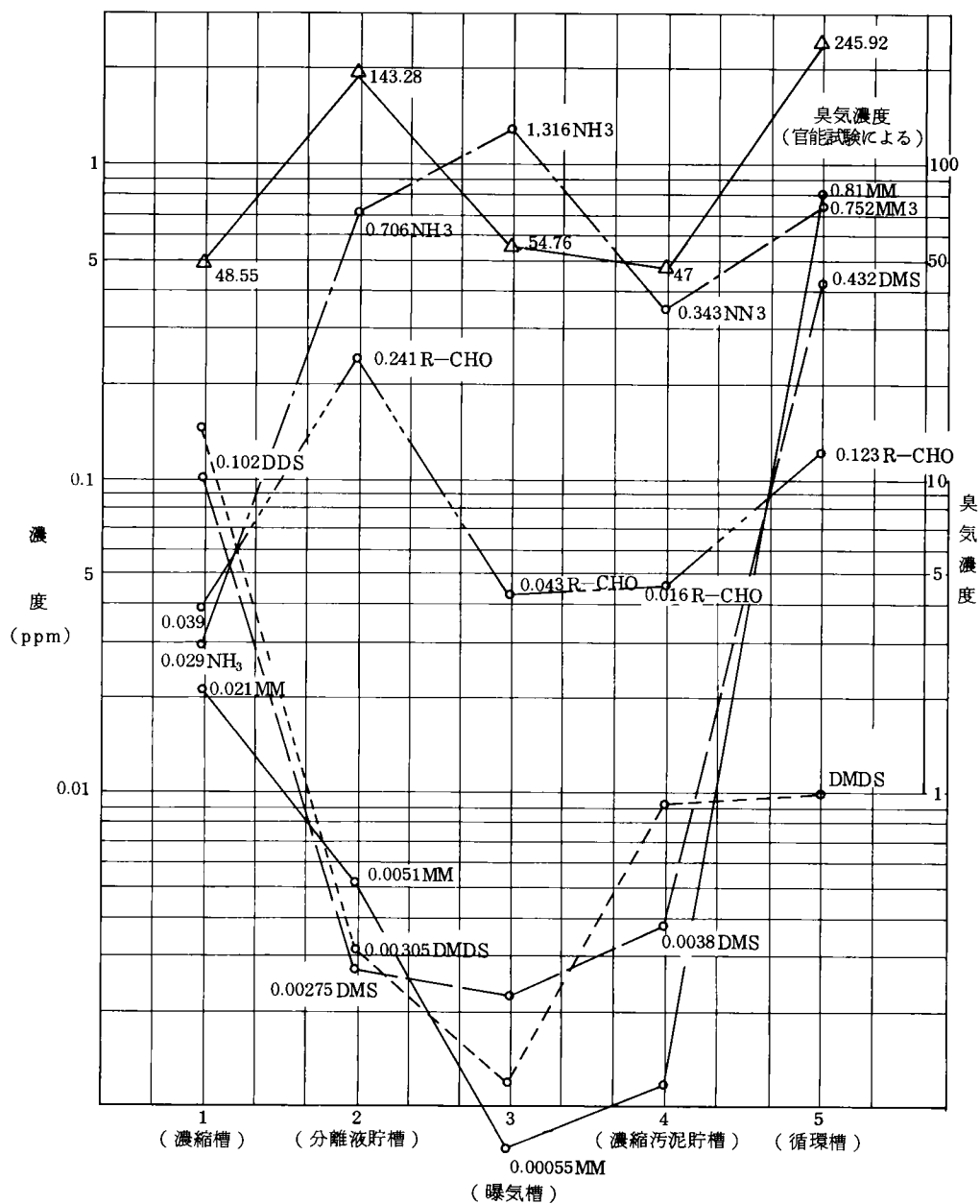


図 3.52 発生源臭気濃度と悪臭成分

表 3.18 にそれぞれ発生箇所ごとの臭気分析結果を示す。各成分とも反応缶分解ガスと濃縮槽，汚泥貯留槽とが大きく熱処理系濃臭となる。熱処理分離液を処理する曝気槽の臭気は，活性汚泥で処理されているためアンモニア以外は分離液槽の臭気は 1/100 程度にまで減少している。これは熱処理系の臭気は，活性汚泥より除去されることを示している。しかし曝気槽では分離液中のアンモニア性窒素が高いため一部気化が起こるためアンモニア濃度が高くなる。また Ka 処理場では測定対象成分 8 種のうち最も高濃度のものは，濃縮槽および汚泥貯留槽でのアセトアルデヒドである。一般には，下水汚泥はアルデヒドは少ないが，熱処理汚泥の場合は高くなっている。これは反応缶に空気を吹き込んでいるため，汚泥が酸化され，アセトアルデヒドの濃度が高くなったと思われる。図 3.52 に Sa 処理場でのデータをもとに各臭気成分と臭気濃度の関係を示す。アルデヒドのカーブと臭気濃度のカーブがよく一致していることから，低温加圧熱処理汚泥の臭気成分の原因はアルデヒドである。

表 3.19 悪臭防止による悪臭物質

臭気強度	規制基準値 (単位 ppm)		
悪臭物質	2.5	3	3.5
硫 化 水 素	0.02	0.06	3.5
メチルメルカプタン	0.002	0.004	0.01
硫 化 メ チ ル	0.01	0.04	0.2
二 硫 化 メ チ ル	0.009	0.03	0.1
トリメチルアミン	0.005	0.02	0.07
ア ン モ ニ ア	1	2	5
アセトアルデヒド	0.05	0.1	0.5
ス チ レ ン	0.4	0.8	2

Ka処理場での臭気分析では還元性硫黄化合物で最も多いのは二硫化メチルでついで硫化メチルである。硫化水素とメチルメルカプタンは検出限界以下の場合が多い。Sa処理場ではメチルメルカプタンと硫化水素はかなり高い

が、硫化メチル、二硫化メチルはKa処理場の場合より低い。分解ガス以外
はトリメチルアミン、スチレンともに検出限界以下が多く、臭気成分としては
問題とならない。このため低温加圧熱処理システムからの臭気除去としては、
従来の脱臭方式にさらにアルデヒドを除去することを考慮せねばならない。
表 3.19 に悪臭防止法による悪臭物質の臭気強度と規制基準値を示すが、脱
水機室では、一般の規制基準 2.5 程度となっている。

3.2 反応条件と臭気成分

従来の高温熱処理法は、汚泥の脱水性は改善されるが、臭気の問題、分離
液の悪化などを生じるといわれてきた。これは主に反応温度を 190～200
℃とするため、一部汚泥の熱分解が起こり汚泥中に分解物が生成され、汚泥
の臭気の悪化をまねいていた。低温加圧熱処理法では、反応缶に空気を吹
き込み、反応缶を酸化状態に保つことにより従来より低い反応温度で、汚泥
の脱水性の改善を行なっている。

表 3.20 に Ka 処理場で実施した 1m³/hr 規模のテストプラントでの高温熱処
理と低温加圧熱処理との発生臭気の分析結果を示す。低温加圧熱処理では、
反応缶より常時分解ガスを排出しているため、容易に臭気ガスを採集するこ
とができ、その発生量も正確にもとめることができるが、高温法では発生量
をもとめることができない。しかし、発生時の臭気成分を比較すると、高温
法では反応缶を嫌気性に保っているため硫化水素やメチルメルカプタン等の
還元物質が低温法に比較して多くなっている。また高温法では反応缶に空気
を入れていないため、分解ガスは飽和水蒸気中に含まれるためアンモニアは
ほとんど蒸気の凝縮と同時に液側に移行する。

低温加圧方式の熱処理の分解ガスは連続に、しかも量的にも他の発生源か
らの臭気より少なく濃い状態で集めることができるため、スクラバーで除湿
後焼却炉で燃焼処理できる。

維持管理上問題になるのが熱処理汚泥自身の臭気である。汚泥は脱水機室
や、ホッパー室、等で作業員が接しなければならない。そこで汚泥自身の臭
気の比較は完全密閉状態で臭気ガスだけ採集できる、熱処理濃縮槽と分離液
一次貯槽で測定した。この比較を表 3.20 に示すが反応缶分解ガスの臭気の

表 3.20 高温法と低温法との比較

臭気成分 発生源		硫化 水 素 H ₂ S (ppm)	メチルメル カブタン MM (ppm)	硫化 メチル DMS (ppm)	二硫化 メチル DMMD (ppm)	トリメチ ルアミン TMA (ppm)	アンモ ニア NH ₃ (ppm)	アセトアル デヒド R-CHO (ppm)	臭気 濃 度
高 温 法	反応缶分解ガス	42.1	16.50	26.7	24.0	0.00469	0.026	0.342	237,137
	濃 縮 槽	14.6	23.1	0.740	1.27	0.0036	0.053	9.361	21,623
	分離液一次貯槽	1.30	11.1	0.235	2.73	N D	0.093	5.209	2,371
低 温 法	反応缶分解ガス	12.9	29.15	0.62	8.21	0.0469	0.125	0.194	5,623
	濃 縮 槽	0.066	0.322	0.0575	0.141	0.00063	0.512	1.775	1,334
	分離液一次貯槽	0.128	0.0560	0.00171	0.00491	N D	4.664	1.295	133
	濃縮汚泥貯槽	0.0173	0.00965	0.00263	0.0249	0.00317	0.741	0.348	2,371

比較では、低温法は、硫化水素で高温法の1/200以下、メチルメルカブタンで1/70以下となる。他の二硫化メチル、硫化メチル、トリメチルアミンおよびアセトアルデヒドは、1/5～1/10程度となり、高温法のスラッジのこげくさい臭気は改善されている。

汚泥の臭気は単に悪臭8成分では比較できない。そこで3点比較式臭袋法で測定した。臭気濃度を比較すると高温で21,623低温で1,334と1/16程度と低温熱処理が低くなっている。これらから発生臭気の測定結果より低温法の方が維持管理が容易であるといえる。

3.3 反応缶分解ガスの処理

3.3.1 実験装置

反応缶分解ガス測定と、処理方式の検討は、O市Hi処理場に設置した1m³/hrの低温加圧熱処理プラントで実施した。処理方式は前述したように直接燃焼法とバブリングによる水洗方式である。図3.53に燃焼式と水洗式の脱臭装置の図面と主仕様を示す。直接燃焼装置は、設計処理ガス量150Nm³/hr、燃料消費量(灯油)8ℓ/hr、燃焼室の有効容量0.45m³である。また水洗装置では処理ガス量150Nm³/hr、水洗水量5～10ℓ/min、洗浄槽の有効容量0.5m³である。

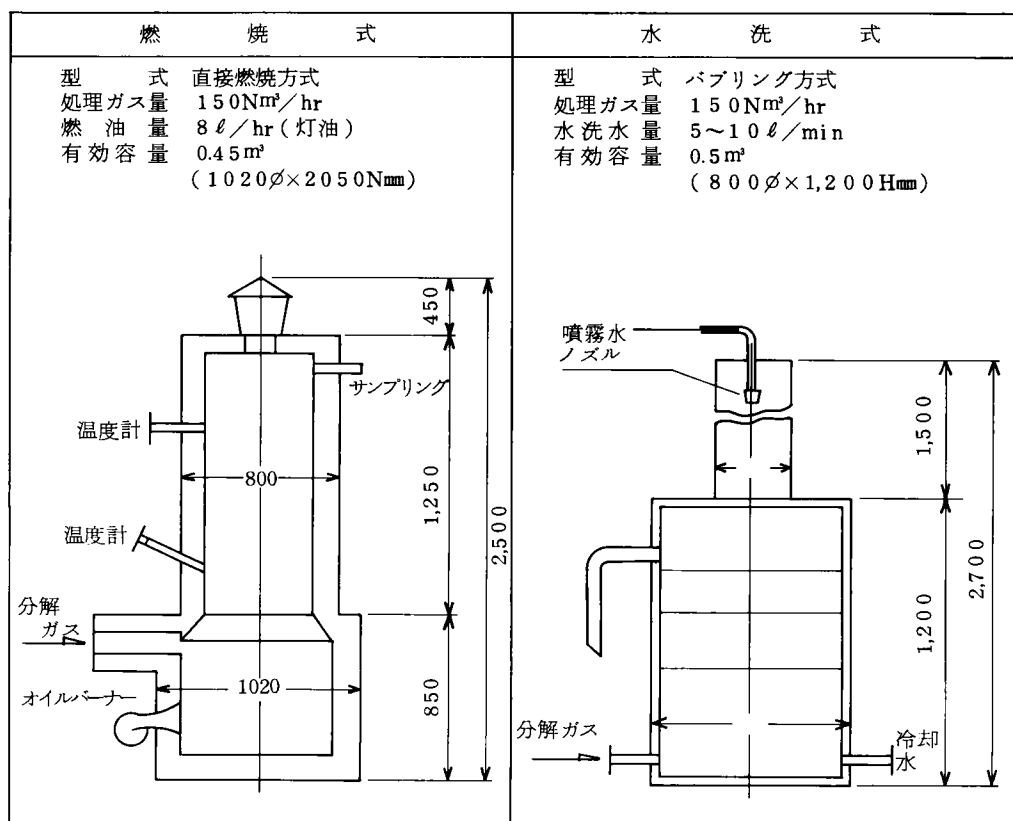


図 3. 5 3 脱臭装置仕様

3. 3. 2 運転条件

低温加圧方式による熱処理反応缶の反応温度条件を135℃，145℃および165℃に設定して運転した際に発生する臭気を検討するために試料採取を行なった。そのときのプラントの運転状況を表3. 21に示す。

表 3. 21 測定時の運転条件

実 験 番 号	A-1	A-2	A-3	B-1	B-2	B-3
反 応 温 度 (℃)	135	145	162	136	145	165
反 応 圧 力 (kg/cm ²)	7.2	7.2	7.8	7.1	7.5	7.7
空 気 吹 込 量 (m ³ /hr)	2.70	2.45	1.45	2.35	2.40	1.60
分 解 ガ ス 量 (m ³ /hr)	13.5	14.7	15.0	14.0	15.0	15.0
分 解 ガ ス 温 度 (℃)	84	83	95	76	83	100

5.3.3 実験結果と考察

① 分解ガスのガス温度、水分およびダスト量

下水汚泥の熱処理反応温度条件を135℃、145℃および165℃に設定した場合の反応圧力、空気吹き込み量、分解ガス量と温度を表3.22に示す。すなわち、分解ガスの発生量は反応温度135℃で13.5～14.0m³/hr、145℃で14.7～15.0m³/hr、165℃では15.0m³/hrで反応温度が高くなるにつれて発生ガス量がわずかに増加する傾向がみられる。

これらの発生ガス量とそれぞれの反応条件についての空気吹き込み量との差が、汚泥の熱処理によって生成したガス量でその値は、135℃で10.8～11.7m³/hr、145℃で12.3～12.6m³/hr、165℃では10.1～13.4m³/hrとなり、反応温度165℃の場合がやや多いが、他の反応条件ではほぼ同程度のガス生成とみられる。分解ガス温度は反応温度165℃で95～100℃と少し高いが、他の条件では76～84℃と大差はなかった。これは反応缶圧力を7.2kg/cm²と一定に保ったため、反応缶圧力調整弁で7.2kg/cm²から1kg/cm²と断熱膨張により温度が低下したためである。分解ガス中には多量の水分ならびにダストが含まれており、各熱処理反応温度条件について測定した結果を表3.22に示す。すなわち、分解ガス中の水分で、吸湿管（ドライライト）により捕集された量は反応温度135℃で約160g/m³、145℃で約220g/m³、165℃で約240g/m³となっている。

反応缶からの水蒸気の量は

$$H = \frac{Pr}{P_1 - Pr} \times \frac{18}{29} \text{ kg H}_2\text{O/Nm}^3 \text{ Aq} \quad (3-6)$$

で示される。ここで

Pr は反応缶圧力（絶対）（kg/cm²）

P₁ は反応缶温度時の飽和蒸気圧（kg/cm²）

である。この理論値を表3.22の()に示す。

ただし、本測定における試料採取は反応缶と脱臭設備を結ぶガスパイプ（直径150mm、長さ約20m）の間で行なった。そのため、反応缶上部からの分解ガスがこの採取点にいたる間に、外気による冷却のためにガス中の

水蒸気の一部が凝縮したために理論値と測定値とに差が生じた。

⑥ 悪臭 5 物質

表 3.22 運 転 結 果

		A-1	A-2	A-3	B-1	B-2	B-3
分解ガス水分 (g/m ³)		159.5 (395)	218.9 (661)	243.8 (267.9)	—	—	—
" 温度 (℃)		84	83	95	—	—	—
水洗塔	排ガス温度 (℃)	23	25	31	—	—	—
	" 水分 (g/m ³)	—	103.6	116.5	—	—	—
	水洗水量 (ℓ/min)	8.4	9.1	10.8	8.6	8.3	9.70
	排水温度 (℃)	24	25.2	31.0	27.2	33.0	38.1
	排水 SS (ppm)	850	860	2020	—	—	—
	排ガスダスト量 (g/m ³)	—	0.756	0.642	—	—	—
燃焼脱臭装置	出口温度 (℃)	670	700	700	670	680	600
	燃焼室温度 (℃)	750	780	775	730	735	650
	直燃温度 (℃)	850	865	880	810	830	730
	灯油消費量 (ℓ/hr)	9.0	9.0	9.0	9.5	9.0	9.0
	排ガス水分 (g/m ³)	19.2	20.8	21.1	—	—	—
	排ガスダスト (g/m ³)	1.26	1.33	1.43	—	—	—

反応温度 A-1, B-1:135℃ A-2, B-2:145℃ A-3, B-3:165℃

悪臭防止法（法第91号，昭和46年）に基づく規制物質である5物質（アンモニア，硫化水素，メチルメルカプタン，硫化メチル，トリメチルアミン）について，環境庁告示の方法に準じて行なった測定結果を表3.23に示す。

測定条件Ⅰ（135℃），およびⅡ（145℃）においては分解ガス中にアンモニア75.0 ppm，硫化水素0.01 ppm以下，トリメチルアミン3.92 ppmおよび5.40 ppmが検出され，測定条件Ⅲ（165℃）では分解ガス中のアンモニア濃度が198.0 ppm，トリメチルアミン24.1 ppmを示し，反応温度135℃および145℃の条件にくらべて2.6倍と著しく大きい値となっている。これに対して，硫化水素値はいずれも0.01 ppm以下と，熱処理反応温度による相違が認められなかった。

表 3. 2 3 悪 臭 5 物 質

測 定 条 件	A の 測 定			B の 測 定	
	アンモニア (ppm)	硫化水素 (ppm)	トリメチル ア ミ ン (ppm)	アンモニア (ppm)	硫化水素 (ppm)
I 135℃	分解ガス	75.0	0.01 以下	65.0	0.01 以下
	水 洗	0.0	"	0.0	"
	燃 焼	0.0	"	0.0	"
II 145℃	分解ガス	75.0	0.01 以下	60.0	0.01 以下
	水 洗	0.0	"	0.0	"
	燃 焼	0.0	"	0.0	"
III 165℃	分解ガス	198.0	0.001 以下	160.0	0.01 以下
	水 洗	0.0	"	0.0	"
	燃 焼	0.0	"	0.0	"

但し、メチルカプタンおよび硫化メチルは他成分のピークと重複するために定量操作を行っていない。

各反応温度について分解ガスの水洗または燃焼による脱臭処理結果については、この表からわかるように、アンモニアについては水洗法および燃焼法ともほぼ完全に消失している。135℃および165℃の条件での分解ガス中のトリメチルアミンは、水洗処理により100%除去され、145℃の条件では、97.2%の除去率を示した。また、燃焼法による処理での除去率は79.6～97.2%となり、排ガス中のトリメチルアミンのほとんどが除去されているものの、燃焼処理にくらべて水洗処理がより効果的であるという結果が得られた。

㉔ ガスクロマトグラフ分析

下水汚泥を反応温度135～165℃の条件で低温加圧熱処理させた場合について、分解ガスをPlastic Bagに採取したのちガスクロマトグラフ法（PEGカラム，FID）で分析した。

相対保持容量法および追加法により、表 3. 2 4 に示すとおりのメタン、トリメチルアミン、n-ブチルアルデヒド、n-ブチルメルカプタン、および1,2プロパンジアミンの5成分が固定された。ほかのピークについては低級炭化水素などとの重複がみられ、今回使用した分離カラムでは別個に同定す

表 3. 2 4 ガスクロマトグラフの分析の結果

測 定 条 件	メ タ ン (ppm)	ブ チ ル ア ル デ ヒ ト (ppm)	ブ チ ル メ ル カ プ タ ン (ppm)	1, 2 プ ロ バ ン ジ ア ミ ン (ppm)	ト リ メ チ ル ア ミ ン (ppm)
分解ガス	0. 46	11. 2	22. 6	2. 40	3. 92
135℃ 水 洗	0. 05	8. 1	23. 5	0. 74	0. 00
燃 焼	0. 07	0. 06	0. 05	0. 00	0. 80
分解ガス	1. 88	9. 3	1. 4	2. 31	5. 40
145℃ 水 洗	0. 04	3. 5	0. 92	0. 18	0. 15
燃 焼	0. 07	0. 13	0. 03	0. 12	0. 15
分解ガス	3. 65	39. 4	2. 88	5. 8	24. 1
165℃ 水 洗	0. 08	0. 47	0. 22	0. 24	0. 00
燃 焼	0. 07	0. 11	0. 05	0. 00	0. 89

ることができず、極性の異なる固定相溶媒による最適分析条件を選定のうえ検討を加える必要がある。検出感度を100倍 ($S=1/4 \times 1$) に上昇させると出現ピークの数は一四ケに達したが、それらについても同定するにはいたらなかった。

これらのガスクロマトグラフ分析の結果から、熱処理分解ガス中には非常に多種の炭化水素系成分が混在しており、この分解ガスを水洗処理することにより、4～6種の成分がほぼ完全に除去され、燃焼処理によって9～14成分が除去されることが認められた。このようなことから、燃焼処理で除去される成分は主として比較的分裂しやすい酸化性、あるいは不安定な成分とみられ、水洗処理で除去されるものは主にアルコール類、アミン類および低級脂肪酸など水に対する溶解性の大きい成分とみられるが、今回の分析条件ではこれらの各成分を確定することはできなかった。

④ 全炭化水素濃度

下水汚泥処理反応条件を135～165℃とした際に発生する分解ガス、ならびにこの分解ガスを水洗、または燃焼処理した場合の排ガスを Plastic Bag に採取したのち、全炭化水素分析計を用いて測定した。本測定では炭化水素濃度は Propane 換算値として表されており、測定結果を表 3. 2 5 に示す。

すなわち，反応温度 135℃ の分解ガスの値は約 1,410 ppm で，165℃ の場合は約 1,480 ppm と大差がなく，145℃ では約 1,240 ppm とやや低い。各

条件の分解ガスを水洗処理すると排ガスの全炭化水素値は約 370～380

ppmといずれも同程度の値を示す。

水洗処理による炭化水素の除去率は 135℃ 73.3%，145℃ で 69.6%，165℃ で 75.2% となり，ほぼ 7 割が除去されることになる。一般に炭化水素は水に対する溶解性が小さく，このように水洗法でかなり大幅な炭化水素が低下することから，分解ガス中に存在するものは炭化水素の解裂による部分酸化物，有機酸などと

考えられる。次に，分解ガスを燃焼処理した場合，全炭化水素は 135℃ で約 90 ppm，145℃ で約 80 ppm，165℃ で約 200 ppm となっており，燃焼による除去率でみると，165℃ 条件での 86.6% がやや低いものの，他の条件では 95% に近い値となり，分解ガス中の炭化水素系成分は比較的酸化しやすい成分が多く含まれていることが認められる。

㉑ ホルムアルデヒド濃度

各反応条件について測定した排ガス中のホルムアルデヒド濃度は表 3.26 のとおりである。135℃ では 0.46 ppm を示すが，145℃ では約 4 倍の 1.88 ppm，165℃ では約 8 倍の 3.65 ppm と反応温度の上昇につれて，ホルムアルデヒド濃度

表 3.25 全炭化水素値

測定条件		全炭化水素 (ppm)	除去率 (%)
135℃	分解ガス	1,407.5	—
	水洗	376.4	73.3
	燃焼	90.9	93.5
145℃	分解ガス	1,243.5	—
	水洗	378.3	69.6
	燃焼	81.1	94.5
165℃	分解ガス	1,476.0	—
	水洗	366.0	75.2
	燃焼	197.2	86.6

表 3.26 HCHO 濃度

測定条件		HCHO (ppm)	除去率 (%)
135℃	分解ガス	0.46	—
	水洗	0.05	89.1
	燃焼	0.07	84.8
145℃	分解ガス	1.88	—
	水洗	0.04	97.9
	燃焼	0.07	96.3
165℃	分解ガス	3.65	—
	水洗	0.08	97.8
	燃焼	0.07	96.6

が著しく増大している。分解ガスの水洗処理によりホルムアルデヒド値は 0.05～0.08 ppm と反応温度による大差はなくなるが，これを除去率で表すと 135℃で約90%，145℃および165℃では約98%ときわめて大きな除去効果が得られていることになる。また，燃焼処理後の排ガス中の濃度はいずれの反応温度についても 0.07 ppm とまったく同じ値を示しており，水洗処理後の濃度とはほぼ同程度である。

3.4 熱処理系薄臭の処理

3.4.1 実験装置

実験場での臭気は表 3.18 に示すように非常に薄く，処理効果を検討するには臭気成分の濃度が低すぎる。そこで図 3.54 の示す熱処理系薄臭処理実験装置に示すように熱処理汚泥に空気を吹き込みこの排ガスを処理対象臭気とした。処理方式は，前述の熱処理システムで説明したように分離液処理用の長時間活性汚泥法による吸着処理である。活性汚泥装置は熱処理分離液を BOD 負荷 1.8 kg/m³/日 で運転し，この活性汚泥槽の曝気用空気に熱処理系薄臭ガスをを用いた。

活性汚泥による脱臭処理結果を表 3.27 に示す。生ガスは，熱処理反応温度 165℃における反応缶分解ガスである。活性汚泥は，熱処理分離液を原水とし，BOD 負荷 1.8 kg/m³・日の長時間曝気槽の運転状

況を表 3.28 に示す。熱処理分解ガスをこの長時間曝気槽に曝気用空気として使用することにより，アンモニア以外はすべて ppb オーダーにまで除去されており，

表 3.27 活性汚泥による臭気処理結果

ガス 分析項目	生 ガ ス	処 理 ガ ス
ア ン モ ニ ア	24 ppm	10 ppm
硫 化 水 素	0.17 ppm	0.17 ppb
メチルメルカプタン	2.79 ppm	0.01 ppb 以下
トリメチルアミン	0.24 ppm	1.29 ppb
硫 化 メ チ ル	5.88 ppm	1.53 ppb

臭気処理としては、ほぼ完全に除去することができる。活性汚泥処理後の臭気中のアンモニアの濃度が高いのは、分離液中に含まれている $\text{NH}_3\text{-N}$ の影響である。

表 3.28 分離液処理成績

	原 水	処 理 水
測 定 日	2 月 17 日	2 月 17 日
p H	6.3	6.5
T S	6,800 mg/ℓ	2,100 mg/ℓ
S S	960 mg/ℓ	62 mg/ℓ
B O D	4,300 mg/ℓ	130 mg/ℓ
C O D _{c r}	5,800 mg/ℓ	1,500 mg/ℓ
B O D 負 荷	1.8 kg/m ³ ・日	
M L S S	4,300 mg/ℓ	

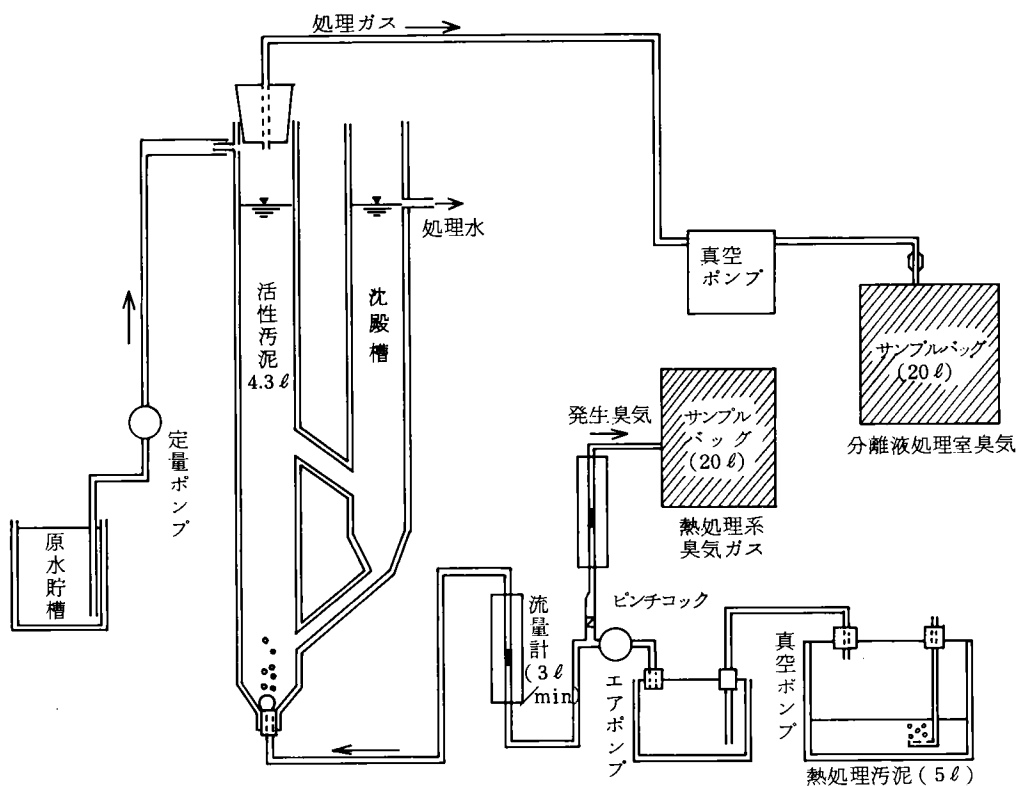
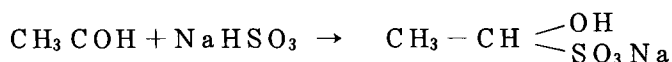


図 3.54 活性汚泥による薄臭処理実験およびサンプルガス採取方法

3.5 一般薄臭（熱処理臭）処理の検討⁽⁴⁴⁾

3.5.1 実験装置

低温加圧熱処理系の臭気の特徴としては、アセトアルデヒドの濃度が高いことである。そこでアセトアルデヒドを除去するため、チオ硫酸ソーダーと酸性亜硫酸ソーダーにより還元方式を用いた。即ちPH域8以下であれば



の反応式によりアセトアルデヒドは除去される。図3.56にこの一般薄臭除去用の二液洗浄方式による湿式酸化，湿式還元のプロシートを示す。

この装置の脱臭原理は、先ず被処理ガスをブローで第1洗浄塔に導いて、オゾンと次亜塩素ソーダを含む酸化性吸収液と接触させることによって、大部分の臭気成分を酸化除去し、次いで第2洗浄塔に導いて、チオ硫酸ソーダと酸性亜硫酸ソーダの混合液による還元性吸収液と接触させて、第1洗浄塔で除去できないアルデヒド類と被処理ガス中に移行した微少量の酸化剤を吸収除去する。

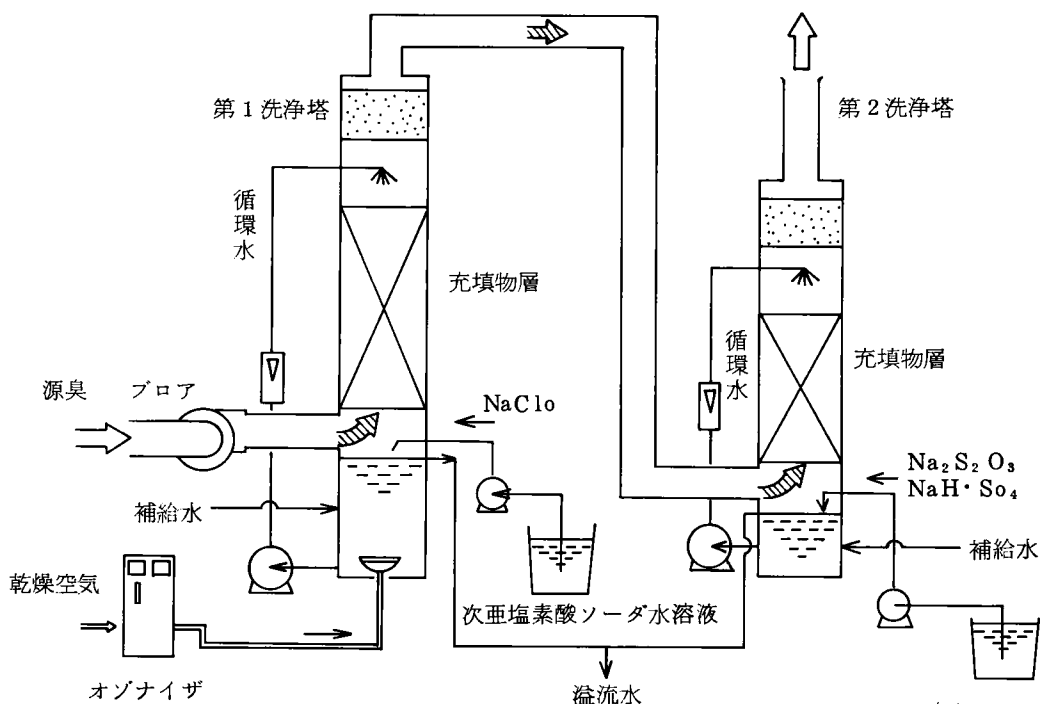


図 3.56 脱臭実験装置フローシート

3 5.2 実験結果と考察

表 3.29 に今回実施した脱臭設備の運転条件を示す。実験は、薬品量の制定を中心に行なった。表 3.30 に実験期間中の入口および出口各臭気成分濃度、臭気濃度の範囲、平均、除去率を示す。実際のプラントと同様かなり低い。問題になるのはアセトアルデヒドとメチルメルカプタンである。以下に各成分ごとに除去実験結果に対する考察を行なう。

表 3.29 脱臭設備運転条件

機 器 名	運 転 条 件
第 1 洗 浄 塔	ガス速度G 4,000~5,000 kg/m ² ・H(2.5ℓ/min) オゾン添加率 0, 2.5 ppm 塔底薬液濃度Cℓ 0~600 ppm 気 液 比 1.5
第 2 洗 浄 塔	ガス速度G 4,000~5,000 kg/m ² ・H(2.5ℓ/min) NaHSO ₃ (Na ₂ SO ₃ 換算) 0~2,500 ppm Na ₂ S ₂ O ₃ 0~2,500 ppm 気 液 比 1.5
脱 オ ゾ ン 塔	ガス速度 0.3 m/H 接 触 時 間 15 分

表 3.30 実 験 結 果

臭 気 成 分	入 口 濃 度	処理目標(ppm) (臭気強度2.5)	出 口 濃 度	除去率 (%)
硫 化 水 素 H ₂ S(ppm)	0.0222 (0.0047~0.046)	0.02	0.00389 (0.0015~0.0072)	82.5
メチルメルカプタン MM(ppm)	0.0465 (0.0094~0.23)	0.002	N D (ND~0.0011)	100
硫 化 メ チ ル DMS(ppm)	0.00705 (0.0019~0.031)	0.01	0.00125 (ND~0.003)	82.7
二 硫 化 メ チ ル DMD S(ppm)	0.00654 (ND~0.014)	0.009	N D (N D)	100
トリメチルアミン TMA(ppm)	0.00228 (ND~0.0057)	0.005	0.000213 (ND~0.00509)	90.7
ア ン モ ニ ア NH ₃ (ppm)	0.204 (0.0165~0.537)	1.0	0.0677 (0.0033~0.275)	66.8
アセトアルデヒド R, CHO(ppm)	1.07 (0.097~2.87)	0.05	0.0390 (0.00335~0.1)	96.4
臭 気 濃 度	660 (174~1740)	(400)	45 (13~67)	93.2

注.()内は(最小~最大)除去率は平均値による。

① 硫化水素 (H_2S)

低温方式の熱処理では、 H_2S や二硫化メチル等の硫黄等の臭気は少ない。硫化水素も入口で 0.005～0.05 ppm (臭気強度で 2.8) と低い値である。この除去効率を図 3.57 に示す。硫化水素の場合オゾンの添加率による除去率の差が明らかで、オゾン 4.9 ppm 添加、有効塩素濃度 400 ppm 程度で 90% 以上の除去率が確保できる。

② メチルカプタン (MM)

発生源濃度は、0.005～0.05 ppm で臭気強度として 4 程度である。これを脱臭塔で処理すれば、ほぼ完全に除去され、臭気強度としても 2 以下となる。図 3.58 にメチルメルカプタンの除去性について示すが、オゾンを 4.9 ppm に添加することにより、次亜塩の添加がなくて、ほぼ完全に除去することができる。

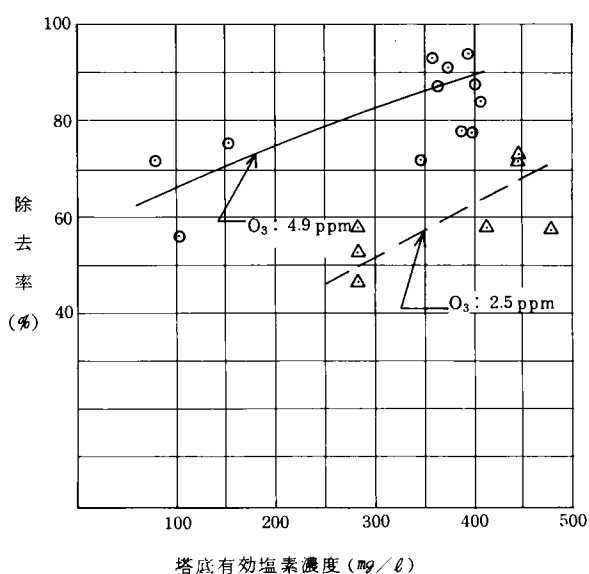


表 3.57 硫化水素 (H_2S)

③ 硫化メチル (DMS)

図 3.59 に硫化メチルの除去効率を示す。オゾンだけでは 90% 程度しか除去率は得られないが、次亜塩の有効塩素濃度 300 ppm 以上にすることにより 100% 近い除去率が得られる。

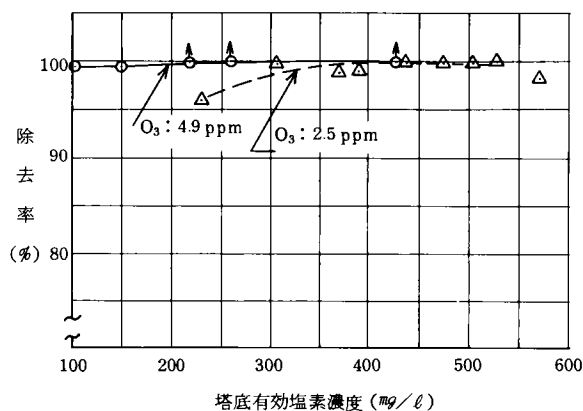


図 3.58 メチルメルカプタン (MM)

④ 二硫化メチル (DMDS)

入口濃度としては、
0.002～0.01 ppm と臭
気強度で 2.5 程度と悪臭
成分としては低い。図 3.
60 にこの除去効率の関
係を示す。

オゾン を 4.9 ppm 程度
添加することにより 100
% の除去率を得られるが、
オゾン添加率が 2.5 ppm
と低い場合には、有効塩
素濃度 400 ppm を必要と
する。

⑤ トリメチルアミン (TMA)

入口成分濃度で 0.005
ppm 程度と、処理目標以
下であり臭気として問題
になる事はないと思われ
る。除去効果も 90 % 以
上が期待でき、検出限界
以下になる事も多い。

⑥ アンモニア (NH₃)

今回のアンモニア濃度
は、発生源でみても 1 ppm
以下となるため (臭気強
度 2.5 以下) 除去する必
要はない。図 3. 61 にア
ンモニアの除去効率を示
すが、オゾン 2.5 ppm 添

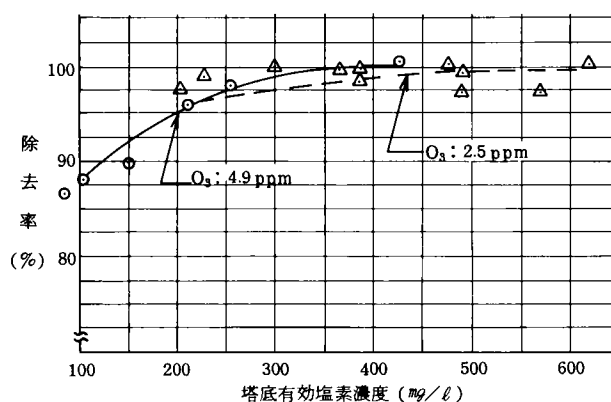


図 3. 59 硫化メチル (DMS)

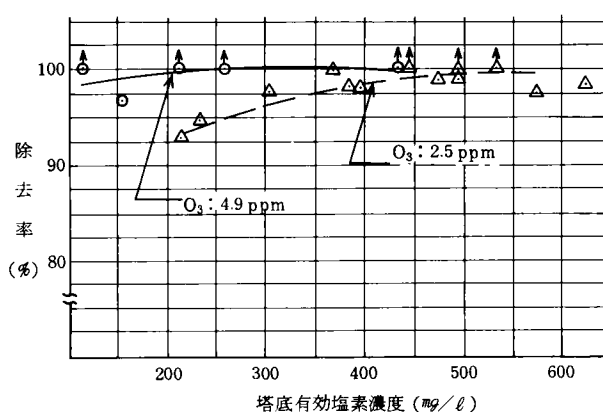


図 3. 60 二硫化メチル (DMD S)

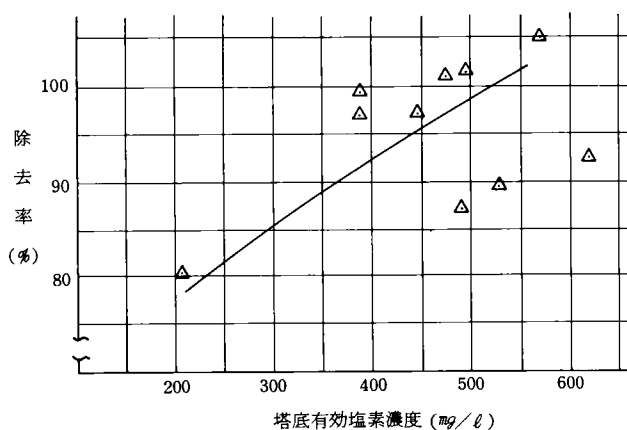


図 3. 61 アンモニア (NH₃)

加塔底有効塩素濃度 400 ppm 以上で 90 % 以上の除去率が得られる。

⑦ アセトアルデヒド ($R-CHO$)

低温熱処理では、

反応缶を好気性状態に保つため、アルデヒドが高くなる。発生源でもアルデヒドは、0.1 ~ 3 ppm 臭気強度で 4.5 程度と他の臭気成分より高い。

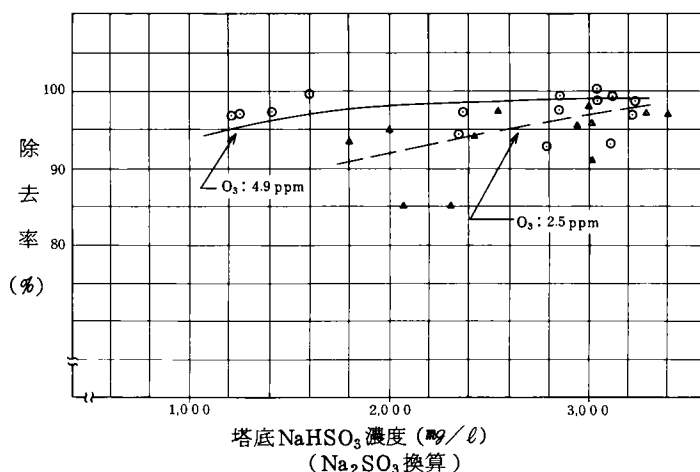


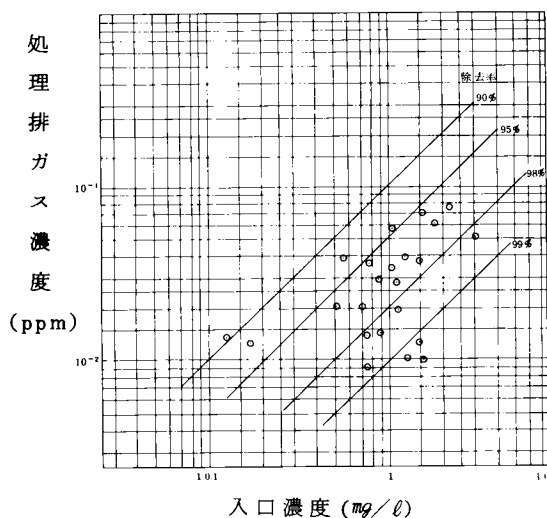
図 3.62 アセトアルデヒドの亜硫酸ソーダによる除去率
pH 7.1 ~ 8.6

前述したようにアルデヒドは、オゾンや次亜塩では除去できず、第 2 塔の環元塔で除去される。

図 3.62 と図 3.63 に、この除去効率を示すが、酸性亜硫酸ソーダ溶液の洗浄により、95 ~ 97 % の除去率が得られ臭気強度 2.5 以下に相当する濃度以下になっている。

⑧ その他

混合排ガスのスチレンを測定した結果 0.088, 0.09 ppm と測定された。スチレンの場合臭気強度 2 相当の成分濃度が 0.2 ppm であることから、成分として殆んど問題とならない。



PH = 6.2 ~ 8.9

$Na_2 S_2 O_3$: 1,600 ppm (平均)

$NaHSO_3$: 1,500 ~ 2,500 ppm

(Na_2SO_3 換算)

図 3.63 アセトアルデヒドの除去率

⑨ 薬注濃度と悪臭物質の除去

硫化水素，メチルメルカプタン，硫化メチル，二硫化メチル，トリメチルアミンについて，塔低有効塩素濃度と除去率を示したが，各成分とも除去率は有効塩素濃度に依存している。次亜塩素酸ソーダーの濃度は，300 ppm 以上が望ましいが，脱臭の場合成分除去性能のみで効果を評価するのは適切でなく，嗅覚による効果を当然考えねばならない。したがって，成分除去効果に及ぼす薬液濃度と臭気濃度との関連で適切な薬剂量を選定すべきである。

アセトアルデヒドについては，図 3.62 より酸性亜硫酸ソーダ濃度 2,000 ppm 以上必要とする。その上オゾンの濃度の効果があり，酸性亜硫酸ソーダ濃度を 1,000 ppm 以下にするには，オゾンを 4.9 ppm と増やせばよい。

⑩ オゾンの除去率とチオ硫酸ソーダー濃度

第 1 洗浄塔の酸化反応で余剰となったオゾンのは，それ以後のプロセスで処理する必要がある。

オゾン処理の方法として，今回活性炭によるオゾン分解吸着法と，チオ硫酸ソーダ (NO_2 S_2 O_3) による還元吸収液法との二方式について実験した。

図 3.64 に活性炭塔でのオゾン分解特性を示す。活性炭 1 層で約 200 日程度は吸収能力はある。これより 3 層の場合を推定すると約 1 年間は脱オゾンの能力はある。

一方，図 3.65，3.66 にチオ硫酸ソーダによる還元吸収液法による除去率を示す。オゾン処理目標の 0.1 ppm に対して $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 1,000 ppm で良好な結果が得られた。

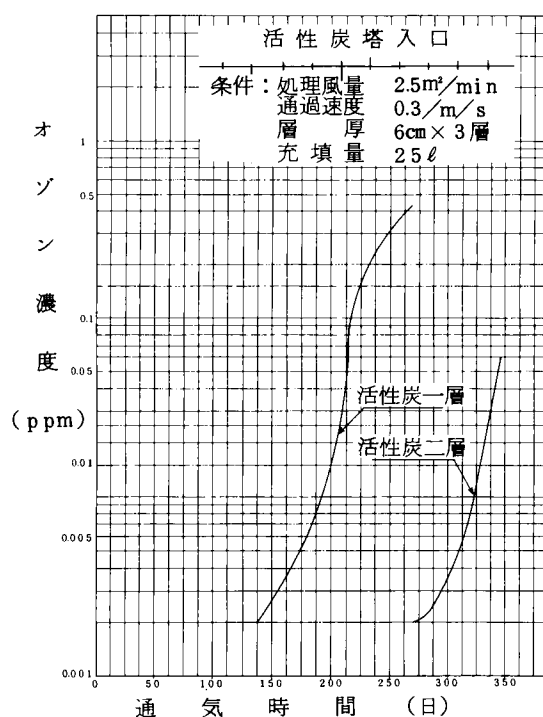


図 3.64 活性炭塔での分解特性

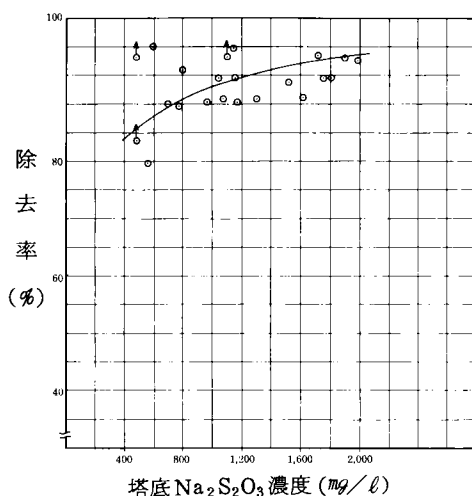


図 3.65 オゾンの除去率

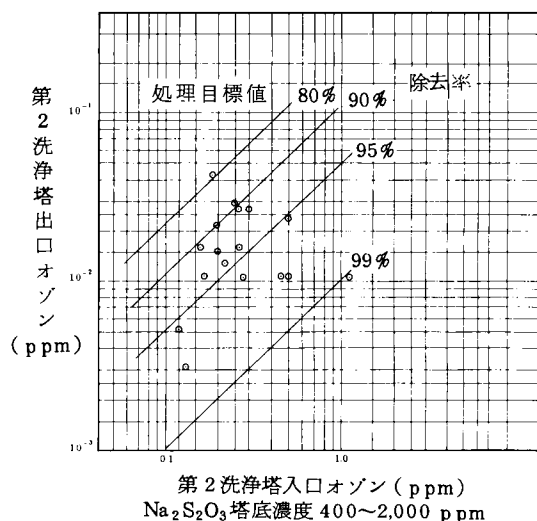


図 3.66 第2洗浄塔のオゾン除去効果

チオ硫酸ナトリウム濃度の依存性

なお、第1洗浄塔でのオゾンの利用効率は約90～95%である。

⑪ 臭気濃度の除去効果

表 3.18 の臭気成分濃度から明らかのように、熱処理薄臭の悪臭物質の濃度は低く、臭気の質から、有機酸エステル、その他の複合臭が臭気

濃度を支配していると考えられる。処理ガスの臭気濃度は13～67の範囲にバラツキがある。図 3.67 にこれらの脱臭後の臭気濃度と次亜塩素酸濃度との関係を示す。図より有効塩素濃度が40～300ppm 存在する場合、臭気濃度による除去率は80%程度になった。

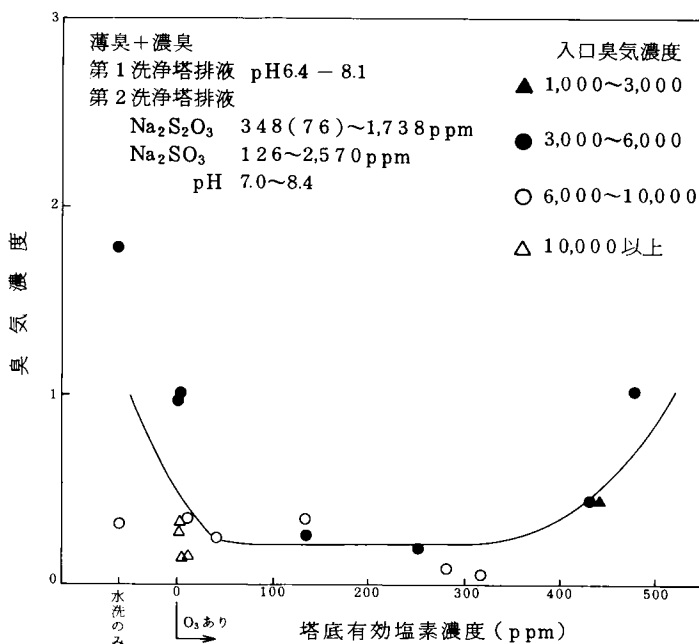


図 3.67 有効塩素濃度と臭気濃度比

第4節 低温加圧熱処理の実施例⁽⁵¹⁾

4.1 実施プラントの概要

熱処理プラントは1865年にスイスで実用化された。わが国においては、1970年に、急激な汚泥量の増加と建設用地、処分地の確保より熱処理法が注目され、吹田市、堺市、札幌市、藤沢市で熱処理法の導入に踏み切られた。これらのプラントはいずれも反応温度200℃の高温法であるため、表3.31に示す高温法の問題があった。そこで、1975年にこの高温熱処理法の種々の問題点を解決する試みとして低温加圧熱処理法に関する研究が大阪府の「下水道技術改善対策研究会」の下水汚泥の処理処分対策研究専門部会で取り組まれ、分離液処理、悪臭対策、焼却プロセスの位置づけに大きな成果をあげた。^(7,8) その結果低温加圧熱処理法による高温熱処理の改善点を表3.31に示す。

表 3.31 低温加圧熱処理による改善点

項目 \ 熱処理法	高温法の運転条件と問題	低温加圧法による改良
反応条件 温度 空気 圧力 時間	200℃ なし 18 kg/cm ² 1 Hr	165℃ 1～2 m ³ /m ³ 汚泥 8.5～9.5 kg/cm ² 1 Hr
高圧汚泥 ポンプ	ポンプの圧力が20～25 kg/cm ² と高く、ダイヤフラムの破損等の故障が多い。	ポンプ圧力が12～13 kg/cm ² と低く、故障頻度は低く、ポンプの騒音、振動を大巾に軽減できた。
熱交換器	高温による伝熱面の汚泥の焼付やキャビテーション腐蝕が起る。	反応温度が低いいため、汚泥の焼付は少ない。 また、反応缶を一定圧力に加温するため、熱交換器でのキャビテーション腐蝕が起らない。
分離液の問題	高温のため汚泥の一部が分解溶出し分離液（熱処理濃縮槽の脱水ろ液）のCOD、BODが高く、濃黒褐色とする。	低温化すると同時に酸化反応をとまなうため、COD、BODの溶出は低くおさえられる。特に色度は高温法の1/6～1/10以下となる。
臭気の問題	熱作用による有機物の分解で、熱処理汚泥の臭気強い。	反応温度が低く、酸化反応をとまなうため、H ₂ S等の臭気が低くなる。臭気ガスは、反応缶から直接分解ガスとして処理ができるため、熱処理汚泥の臭気が大巾に軽減できる。
蒸気量の消費量	温度が高く、加温用蒸気が多く必要。	温度が低く、加温用蒸気が少なくてよい。熱処理汚泥の分解量が少なく汚泥の発熱量が高く、焼却炉で多くの蒸気を回収することができる。

このように低温化することにより、反応圧力を低くすることができ、反応缶熱交換器等での機械的なトラブルが少なくなり、臭気、分離液の改善とともにエネルギー的に大きく改善することができる。熱処理の意義は、もちろん薬剤を全く用いることなく汚泥を調質でき、含水率55%以下の脱水ケーキ化することである。さらに、無薬注汚泥のため汚泥の燃料価値は高く、脱水ケーキは焼却炉で補助燃料を全く使用することなく灰化することができる。また、余剰の熱は、廃熱ボイラーで蒸気として回収し、熱処理用の蒸気として使用することができる。

このように熱処理法は、脱水用の薬品を用いないため、薬注脱水の問題が解決でき、補助燃料の使用料も少なく、省資源型の汚泥処理システムとなる。しかも設備としては、熱交換器や反応缶等に見られるように化学プラント化されており、圧力と温度の自動制御により連動運転が原則となる。その上汚泥は熱交換と反応缶の密閉容器内で処理できるため、設備はコンパクト化され、熱

表 3.32 : 熱処理の意義

大 項 目	意 義
薬注脱水方式における問題が解決できる。	① 薬注脱水の場合、多量のまた高価な薬品を使用し、回収することもなく、全く廃棄しており、資源の労費である。 ② また、薬注では、汚泥の固形物当り30～50%の石灰を添加しており、灰の増量となっている。 ③ 熱処理汚泥には、石灰が少ないため、汚泥中のクロムは焼却で6価にならず処分地で溶出する問題は起らない。
省資源型プロセスである。	① 熱処理汚泥は、加圧脱水機により55%以下の脱水ケーキとなり、低位発熱量で1,500Kcal/kgと高い。 ② 焼却炉に廃熱ボイラーを設けることにより、この熱を回収し、熱処理に必要な蒸気をまかなうことができる。 ③ 汚泥の有機物量の増加とともに、汚泥の発熱量は増加し、汚泥濃度4%で有機物量75%であれば、補助燃料を全く使用せずに汚泥を灰化することができる。
最終処分形態は灰化され、安定化がはかれる。	熱処理汚泥は焼却により灰化減量し、しかも6価クロム等の重金属の溶出も起らない。
狭い敷地で多量の汚泥を処理することができる。	処理施設は化学プラント化されており、2次公害処理設備を含めて、全て建屋内に納まり、全設備をコンパクトに、クローズド化することができる。

表 3. 3 3 低温加圧熱処理実験プラントの設計値と主仕様

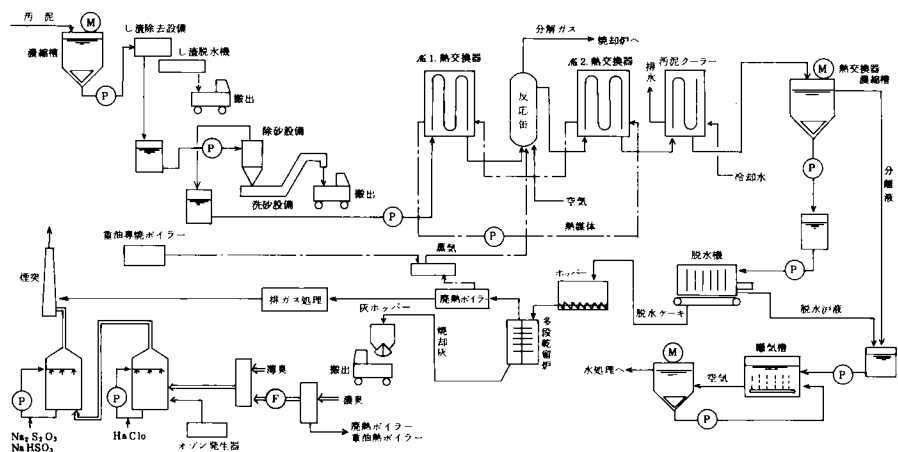
		A 処理場	B 処理場	C 処理場
運 転 開 始 時		昭和 5 4 年 6 月	昭和 5 4 年 1 0 月	昭和 5 6 年 4 月
基 本 数 量	汚 泥 量 m ³ /日	7 0 7.5	1 7 5	6 4 0
	汚泥濃度 %	4	2	3
	固形物量 t/日	2 8.3	3.5	1 9.2
	有機物量 %	6 0	6 0	6 0
	発 熱 量 Kcal/kgds	3,0 0 0	3,2 0 0	3,5 0 0
前 処 理	夾雑物除去装置	回転ドラム式 7 0 m ³ /Hr×2.2 kw×2	—	回転ドラム式 3 6 m ³ /Hr×1.5 kw×2
	同 上 脱 水 機	スクリーブレス 0.5 T/H×5.5 kw×2台		スクリーブレス 0.5 T/H×5.5 kw×2台
	除 砂 装 置	液体サイクロン 2 0 m ³ /Hr×2		液体サイクロン 2 0 m ³ /Hr×2
	遠心濃縮機		立型遠心濃縮機 10 m ³ /Hr×2.2 kw×1台	
	汚泥濃度 %		5 %	
	S S 回収率 %		8 0 %	
熱 処 理	処 理 量 m ³ /Hr	2 0 m ³ /Hr×2 基	2.3 m ³ /Hr×1 基	1 5 m ³ /Hr×3 (1)基
	高圧送泥ポンプ	ダイヤフラム式 20 m ³ /Hr×18 kw×2台	ダイヤフラム式 0.5~5 m ³ /Hr ×5.5 kw×1台	ダイヤフラム式 15 m ³ /Hr×11 kw×3台
	№ 1 熱 交 換 器	二重管式水媒体 8 0 A×1 2 5 A×3 3 2 m ³	二重管式水媒体 4 0 A×6 5 A×3 7 m ³	二重管式水媒体 6 5 A×1 2 5 A×2 8 5 m ³
	№ 2 熱 交 換 器	同 上	同 上	同 上
	汚 泥 冷 却 部	二重管式 8 0 A×1 2 5 A×1 4 0 m ³	な し	二重管式 6 5 A×1 2 5 A×6 0 m ³
	反 応 缶	縦形気液接触式 1,8 0 0×12.5 mH	縦形気液接触式 5 5 0 φ×11.5 mH	縦形気液接触式 1,5 0 0 φ×13.5 mH
	熱 処 理 濃 縮 槽	10.6 m φ×4.2 mH×2 槽	3.9 m φ×3.0 mH×1 槽	7.5 m φ×4.3 mH×2 槽
	固 形 物 負 荷 濃 縮 汚 泥 濃 度	160 kg/m ² /日 8 %	160 kg/m ² /分 8 %	200 kg/m ² /日 7.5 %

処理分離液処理設備，脱臭設備と汚泥を処理することにより発生する二次公害を防止する処理設備を含めて，同一建屋内でおさめることができる。

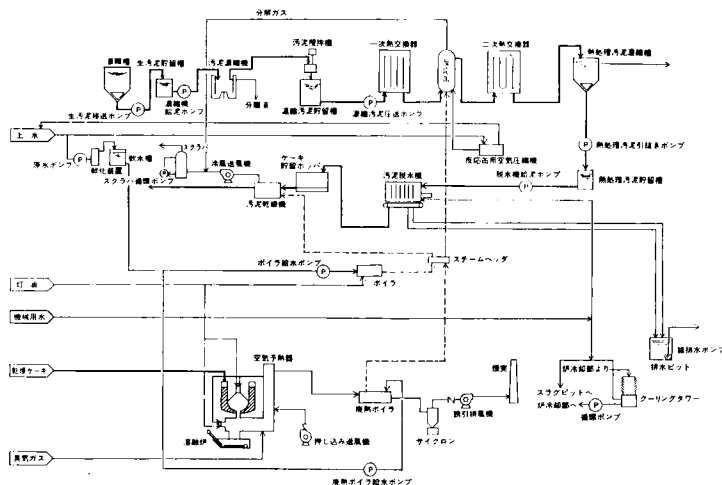
表 3. 3 2 にこの熱処理の意義を要約する。つぎに，現在稼動している低温加圧処理プラントのフローシートを図 3. 6 8 に，その仕様を表 3. 3 3 に示す。

		Ka 処理場	Sa 処理場	Sa 処理場
脱 水	脱 水 機	加圧脱水機 1.5 m ² ×4(4)台 5.5kg/m ² /日 55%	加圧脱水機 2.5 m ² ×1台 6kg/m ² /日 50%	加圧脱水機 1.2 m ² ×3(1)台 4kg/m ² /日 50%
	ろ 過 速 度 ケーキ含水率			
乾 燥	乾 燥 機	な し	複列バドル式蒸気乾燥 300φ×2,800L× 140kg/H×1 20%	な し
	ケーキ含水率			
焼 却	焼 却 炉	多段熱分解炉 40T/日×2台	溶 融 炉 3.5T/日×1台	階段式炉 40T/日×1台
	廃 熱 ボイラー	水 管 式 2,000kg/H×15kg/cm ² ×2	炉筒煙管式 104kg/H×12kg/cm ² ×1	水 管 式 4,000kg/H×13kg/cm ² ×1
	熱 風 発 生 炉	重油燃焼 300,000Kcal/Hr	な し	な し
	サイクロン	な し	乾式接線式 330φ	マルチ式 10,400Nm ² /Hr
排 ガ ス 処 理	冷 却 器	気液接触 1,270φ×6,500H×2台	な し	気液接触 7,200 Nm ² /H×1台
	吸 収 塔	気液接触 1,000φ×8,200H×2台	な し	気液接触 8,200 Nm ² /H
	電 気 集 塵 機	湿 式 3,700 ×7,500H×17.4kw	な し	湿 式 6,050Nm ² /H
	白 煙 防 止 機	蒸気加温式 150 m ² /min×18.5kw×2	な し	蒸気加温式 250 Nm ² /H×1
	排ガス 誘引ファン	ターボファン 150m ² /min×30kw×2台	ターボファン 30m ² /min×30kw×1台	ターボファン 250m ² /min+30kw×1台
分 離 液 処 理	方 式	長時間曝気	循環法による長時間曝気 法+凝沈+砂ろ過+活性炭	長時間曝気+オゾン脱色
	曝気槽処理水量	776 m ³ /日	4 m ³ /日	863 m ³ /日
	BOD容積負荷	1.6kg/m ³ /日	1.2kg/m ³ /日	1.7kg/m ³ /日
	曝 気 時 間	24 Hr	57 Hr	48 Hr
臭 気 処 理	沈 殿 池 容 積 負 荷	18 m ³ /m ² /日	14.4 m ³ /m ² /日	10 m ³ /m ² /日
	方 式	(O ₃ +NaClO) 溶液 洗浄+(NOS ₂ O ₃ +Na HSO ₃) 溶液洗浄	な し	(O ₃ +NaClO)溶液洗 浄+(Na ₂ S ₂ O ₂ +Na HSO ₃) 溶液洗浄
	処 理 風 量	667 m ³ /min		820 m ³ /min

Ka 処理場は、合流式の流域下水道の終末処理場であり、その処理地区にメッキ工場を持っており、6価クロムの問題があった。また、その処理対象人口は、950,000人と多く、処理場敷地に限りがあり、そのため、熱処理を採用することになった。その処理フローを図3.68のAに示す。低温加圧熱処理プラントとしては、1号機で、しかもその処理能力は20m³/hrと高温熱処理も含



A 処理場（熱処理－乾留システム）



B 処理場（遠心濃縮－熱処理－溶融システム）

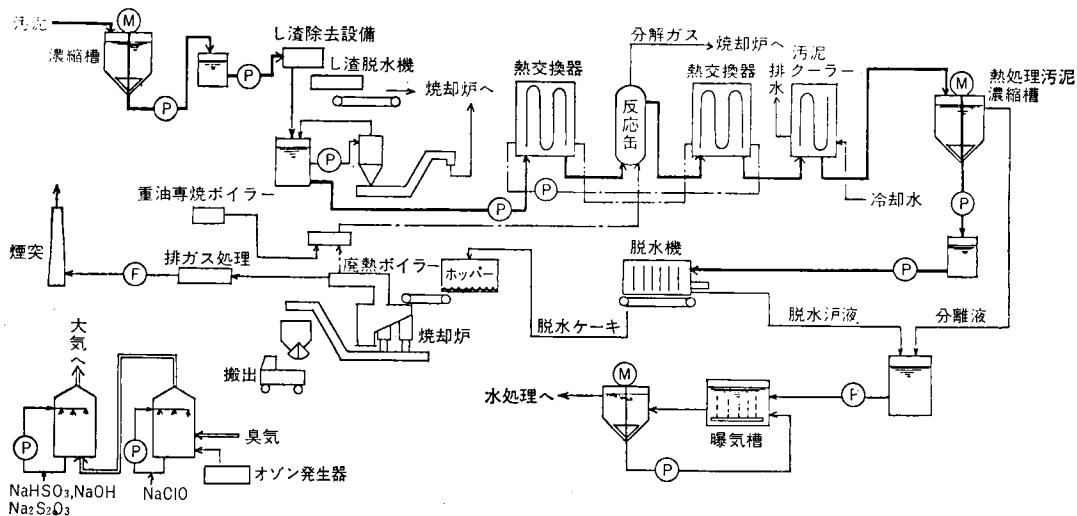


図 3.68 実施プラントフローシート C 処理場（熱処理－階段炉システム）

めて、熱処理プラントでは最大の能力である。焼却炉は、排ガス量を少なくする多段熱分解炉を用いている。

Se 処理場のプラントは、汚泥の最終処理形態として最も安定した熔融スラグ化をはかるためのテストプラントである。図3.68のBが熱処理－熔融の処理フローである熔融炉では、汚泥を $1,350^{\circ}\text{C} \sim 1,400^{\circ}\text{C}$ の高温で焼却熔融を行うため、余剰の熱を蒸気として回収する必要がある、その上、炉での補助燃料をできるだけ少なくするため、脱水ケーキの含水率を低くする必要がある。そのために、前段の調質脱水に低温加圧熱処理が採用された。このプラントでは、熱処理のエネルギー効率化をはかるため、立型の遠心濃縮機を用い重力濃縮された1～2%の混合汚泥をさらに、5～6%にまで濃縮し、その後処理する。そのため熱処理プラントは $2\text{m}^3/\text{hr}$ であるが、固形物量としては $2.5\text{T}/\text{日}$ となる。Se 処理場内では循環法による分離液の脱N・脱色の処理も合わせて実施した。⁽⁴¹⁾ 処理フローは、図4.69に示す。

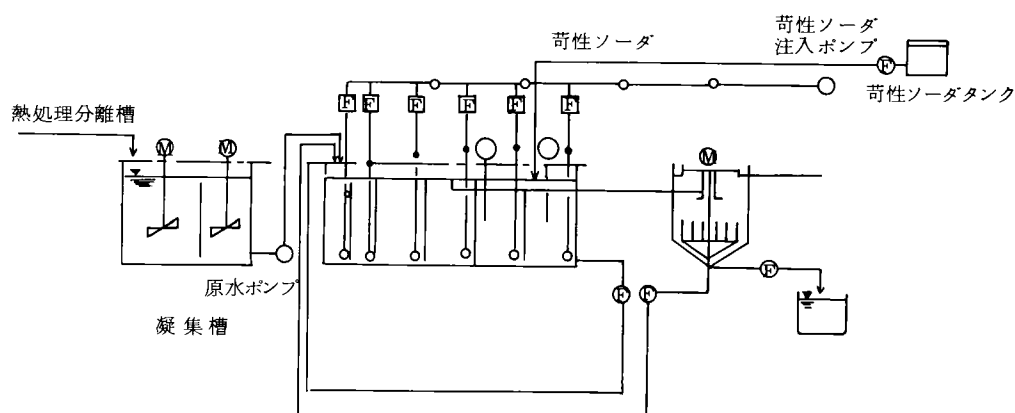


図 4.69 循環法分離液処理施設処理フローシート

この方法は、曝気槽を5槽に分割し、前段2槽を嫌気性槽、後段4槽を好気性槽とし、前段の嫌気性槽では、 $\text{DO } 0.3\text{mg}/\text{l}$ 以下、好気性槽で、 $\text{DO } 1\text{mg}/\text{l}$ 以上に維持する。消化液の循環は、第6槽目の混合液を第1槽に返送することにより行った。この方法により、 BOD 容積負荷 $1.2 \sim 1.4\text{kg}/\text{m}^3/\text{日}$ で BOD 98～99%、 COD 80%、 T-N で75%以上の除去効果を得ている。⁽⁴⁰⁾

Sa 下水処理場では、内陸部の都市のため、汚泥の最終処分は灰にしなければならない。その上、県内の石油供給能力が弱く、省エネシステムとして、

熱処理方式の採用に決定している。そのため、汚泥焼却炉は炉上部にボイラーを置き、炉内の輻射熱を蒸気で回収できる階段式炉を用いている。図 3.68 は Sa 処理場の熱処理－階段炉システムである。

4.2 実施プラントの運転結果

表 3.34 に Ka 処理場と Sa 処理場での 1981 年度の熱処理脱水の運転結果を示す。Ka 処理場では 4 月～10 月までは汚泥濃度が 4 % 以上であり、処理汚泥量と固形物量が比例しているが 12 月～3 月では、有機物量が 60 % 以上となり、汚泥濃度が 3 % 以下と処理固形物量が減少する。反応缶に必要な蒸気量は処理汚泥・量当り $124.7\text{kg}/\text{m}^3$ となっており、前年度より多くなっている。また、熱処理汚泥濃度はいずれも 8 % 以上となっており、安定した濃縮汚泥を得ることができた。加圧脱水機では 4 月～1 月まではろ過速度 $4\text{kg}/\text{m}^2\text{hr}$ 以上と高いが、1 月 2 月 3 月は有機物量の増加により $3\text{kg}/\text{m}^2\text{hr}$ まで低下している。冬期は汚泥量が少ないため処理には問題がなかったが、冬期での対応が必要である。一方、脱水ケーキの含水率も 4～12 月では 50 % 以下であるが、1～3 月は 55 % にまで高くなっている。一方、ろ布の寿命であるが前年

表 3.34 低温加圧熱処理運転例

処理場	設備名	項 目	4 月	5 月	6 月	7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月	1 月	2 月	3 月	年平均
Ka 処理場	熱処理脱水焼却	生汚泥濃度 %	419	394	496	508	447	520	514		302	234	249	285	397
		生汚泥有機分 %	49.9	47.4	42.3	39.3	42.3	39.8	41.7		33.9	61.2	62.8	59.7	49.1
		反応温度 $^{\circ}\text{C}$	162	162	163	162	163	163	162		162	162	162	162	162
		反応圧力 kg/cm^2	8.2	8.1	7.9	8.0	8.1	8.0	8.0		8.3	8.0	7.9	8.0	8.0
		空 気 比 —	1.1	1.4	1.2	1.4	1.1	1.3	1.2		0.8	0.8	1.1	1.2	1.1
		熱処理汚泥濃度 %	10.2	11.1	14.6	15.0	10.8	12.4	13.6		9.9	10.9	11.1	9.2	11.7
		ろ過速度 $\text{kg}/\text{m}^2\text{hr}$	4.8	5.8	7	6.8	5.2	5.8	5.8		4.3	3.9	3.5	3.2	5.1
		ケーキ含水率 %	45.9	43.5	42.2	41.2	47.8	44.1	44.8		51.9	55.2	54.2	55.7	47.9
		炉出口温度 $^{\circ}\text{C}$	785	785	790	775	780	750	715		710	775	785	735	760
		焼却ボイラー温度 $^{\circ}\text{C}$	845	830	830	830	830	830	830		830	825	830	830	830
Sa 処理場	熱処理脱水	灰 未 燃 率	2.1	2.5	2.2	1.6	2.2	2.0	1.5		3.1	2.3	3.2	3.6	2.3
		生汚泥濃度 %	2.0	2.3		3.75		2.6	1.97	1.75	2.1	1.9	1.9	1.7	2.02
		生汚泥有機分 %		73.5		60.2		64.3	67.3		71.8		76.3		68.9
		反応温度 $^{\circ}\text{C}$	165	165	164.5	165	165	164	164	164	164	165	165	165	165
		反応圧力 kg/cm^2	7.2	7.4	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2
		空 気 比 —	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
		熱処理汚泥濃度 %	6	6.3	8.2	7.9	8.9	6.4	5.5	5.7	5.0	5.0	5.1	5.4	6.2
		ろ過速度 $\text{kg}/\text{m}^2\text{hr}$	3.7	4.1	4.7	4.3	4.4	7.6	5.8	6.0	5.3	5.3	3.4	3.2	4.8
		ケーキ含水率 %	41.4	47.4	42	44.2	40.3	45.2	40.8	47.6	45	49.2	50.1	46.8	4.5

度は 1,600 サイクルであったが、1981 年には試作ろ布により 2,800 サイクルまでのばすことができた。一方、Sa 処理場は工場排水を一部受け入れている一部分流式の下水処理場である。Ka 処理場と比較して、生汚泥の有機物含有率が 60～75% と高く、重力濃縮槽の運転方法にも起因するが、生汚泥濃度が 1.7～2.6% と低い。そのため、熱処理濃縮汚泥濃度が 4 月～9 月では 6% 以上であるが、10 月～3 月の気温の低い時期では 6% 以下と低くなっている。そのため、加圧脱水機のろ過速度は 5 月～1 月では $4 \text{ kg/m}^2/\text{hr}$ 以上であったが、2 月～4 月までは $4 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 以下となっている。現在、Sa 処理場では、脱水機のろ布目詰問題があり Ka 処理場と同様ろ布の検討を行っている。脱水ケーキの性状については焼却編での第 1 章下水汚泥の脱水ケーキの性状で述べる。

つぎに、Ka 処理場の低温加圧熱処理プラントは運転開始から 4 年目に入っており、1981 年度のプラントの稼働率は 77% と他都市の生脱水方式より高い稼働率になっている。表 3.35 に当初の設計から問題点と改善対策を示す。プラント建設する前に約 1 年間テストプラントによる確認実験したので、基本的に設計値を変更する必要はなかった。熱処理設備では、反応缶上部のノズル部で分解ガスの一部が凝集し、ノズルのメタラフランジに穴があいた。

表 3.35 低温加圧プラントの改善

設 備 名	機 器 名	問 題 点	対 応 策
前 処 理	第 1 サイクロン	汚泥中の砂による摩耗でピンホール発生	ゴムライニングとして 1 年 1 回ライニングの補修。
熱 処 理	熱 交 換 器	定期検査時の内管洗浄	ビック洗浄装置を設置。2 週間に 1 回内管の洗浄を実施。
	反 応 缶	多孔板部での腐蝕分解ガス凝集による上部ノズル部での腐蝕	チタン溶射による腐蝕防止。反応缶上部を SUS に材質変更。
	分解ガス凝集器	下部水槽部の腐蝕	本体および下部水槽を SUS 製とする。
脱 水	汚泥打込ポンプ	渦巻ポンプによるフロート破損	二段階圧入方法の採用
	ろ 布	ろ布の破れ	試作ろ布により 3,000 サイクルまで運転可能に

そのため、反応缶上部のドームにノズルを設けることにした。

また、反応缶胴部と多孔板との間に腐蝕が起ったためチタン溶射で対処した。また、熱交換器では、水媒体方式の二重管熱交を採用したことと、熱交温度を 160°C 以下としたため、汚泥の焼付による閉塞は全くなかったが、定期検査時の清掃を容易にするため、ピック洗浄装置を設置した。現在1ヶ月に2回程度ピック洗浄を実施している。脱水設備ではろ布の破損問題が大きく、運転当初は600～700サイクルしか寿命がなかったが、P-851-9型の給液部に当て布を設けることにより2,000～2,400サイクルまで寿命をのばすことができた。焼却炉では、反応缶分解ガスを廃熱ボイラーの燃焼室で焼却処理を行っていたが、一部この臭気がボイラー内を短絡して未処理のまま排ガスとなるため燃焼室に短絡防止のチェッカレンガを積み、防止した。

第5節 低温加圧熱処理による脱水効率化のまとめ

以上、各種下水汚泥を対象とし、従来の無酸素反応の高温法より低い反応温度で脱水性改善が行える「低温加圧熱処理」の原理と汎用性および臭気、分離液などの処理の検討について、20,000人用実用プラントの運転データと実施プラントを中心にのべてきたが、以下に得られた結果の要点を列記する。

1. 室内実験のまとめ

- ① 熱処理反応は、有機物含有率60～70%の下水汚泥に対し、もっとも効果的に作用する。
- ② 熱処理反応により、汚泥中の固形物は約30%分解し、このうち約20%は溶解性固形物に、残りは分解されガス化する。
- ③ 低温加圧熱処理反応のBOD, COD_cr 溶出率は、高温熱処理反応の $1/2 \sim 2/3$ 程度となる。

2. テストプラント運転のまとめ

- ① 下水汚泥は、熱処理反応により有機物含有率40～46%の低有機物汚泥と、有機物含有率46～70%の一般下水汚泥、さらに生し尿の混入のある特殊汚泥とに分けることができる。
- ② 一般下水汚泥であれば、反応温度 145°C で滲過速度 $4\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ 、含水率50%以下の脱水ケーキが得られる。

③ 生し尿の投入のある下水汚泥でも、反応温度を160℃程度にまで上げる
ことにより、汙過速度 $4 \sim 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ ，含水率50%以下の脱水ケーキを得
ることができる。

④ 低温加圧熱処理プラントからの分離液の性状は、発生汚泥の種類や濃度
により異なるが、BODで $2,000 \sim 3,000 \text{ mg/l}$ ，COD_{cr}で $4,000 \sim$
 $6,000 \text{ mg/l}$ 程度である。

3. 分離液処理のまとめ

- ① 低温加圧熱処理の分離液の色度は、高温法の5～6倍希釈に相当する。
- ② 低温加圧熱処理の分離液を無処理のまま水処理系統にもどしても、処理
成績に何らの悪影響もおよぼさない。
- ③ また、分離液を直接、単独の活性汚泥で処理した場合、BOD負荷 $0.6 \sim$
 $1.6 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{日}$ の処理条件により、90%以上のBOD除去が可能である。
- ④ 色度は、活性炭吸着によりほぼ完全に除去できる。しかし水処理へもど
る分離液量は、流入下水の0.5%以下となるため、低温加圧熱処理のクロー
ズドシステムとしては、分離液単独処理後に水処理へもどす方法がもっと
もよい。

4. 臭気処理のまとめ

- ① 臭気強度は反応温度が上昇するにつれて大きくなる。
- ② 低温加圧熱処理汚泥の分解ガスは非常に複雑な物質を含んでいるが、臭
気濃度の主たる原因はアルデヒドによる。一方、高温熱処理と異なり、硫
化水素や硫化メチルなどの硫黄等の臭気は少ない。
- ③ 分解ガスの臭気は、焼却炉で直接処理することによりほぼ完全に脱臭す
ることができる。
- ④ 分解ガスを活性汚泥槽の曝気用空気として用いることにより、臭気はほ
ぼ完全に除去することができる。
- ⑤ 熱処理系薄臭の処理には、二液洗浄法即ちオゾンと次亜塩素酸ナトリウ
ム 300 mg/l 溶液の酸化液洗浄と、チオ硫酸ナトリウム $1,000 \text{ mg/l}$ と、
酸性亜硫酸ソーダ $2,000 \text{ mg/l}$ による還元液の洗浄法が有効である。

参 考 文 献

- 1) 清水治, 平岡正勝「各種濃縮設備のエネルギー効率化」
82年汚泥研究年報 環境技術研究会 1982
- 2) 清水治, 平岡正勝「汚泥処理処分問題のエネルギー的考察」
81年汚泥研究年報 昭和55年12月 環境技術研究会
- 3) 清水治, 戸田一郎, 内村輝美「生汚泥脱水法の問題」 第13回
下水道研究発表講演集, (1976)
- 4) 馬島剛, 成瀬勝, 笠倉忠夫「下水汚泥の焼却に伴うクロムの挙動について」
第12回 下水道研究発表会講演集 615 (1975)
- 5) 「下水汚泥の処理処分および利用に関する報告書」
昭和45年 土木学会 (1970)
- 6) 「 同 上 」 昭和46年度 (1971)
- 7) 「 同 上 」 昭和47年度 (1972)
- 8) 「下水汚泥の処理処分対策研究会 昭和50年度報告書」大阪府下水道技
術改善対策研究会下水汚泥処理処分対策専門部会 (1976)
- 9) 「同上 昭和51年度報告書」 1977
- 10) 「同上 昭和52年度報告書」 1978
- 11) 「同上 昭和53年度報告書」 1979
- 12) 「同上 昭和54年度報告書」 1980
- 13) K. Porteous 「Water Sludge Heat Treatment of Huddersfield」 Water
& Waste Treatment Journal 1960 March/April
- 14) R. B. Brooks 「Heat treatment of activated Sludge」 Wat Pollnt
Control 67. (5) 1968
- 15) R. B Brooks 「Heat treatment of Sewage & Sludge」Water Pollnt
Control 69. (1) 1970
- 16) R. B. Brooks 「Heat treatment of Sewage Sludge」 Wat Pollnt
Control 69. (2) 1970
- 17) W. J. Fisher J. D. Swanwick 「High-temperature treatment of
Sewage Sludge Wat Pollnt Control 70. (4) 1971

- 18) J. G. Everett 「The liquor Arising From The Heat treatment of Sewage Sludge」 Department of Mechanical Engineering University College of South Wales & Monmouthshire
- 19) 村上忠弘「下水汚泥熱処理プロセスの解析に関する研究」
京都大学学位論文 1979 年 7 月
- 20) 清水治, 戸田一郎他「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理」
用水と廃水 Vol 17 №2 (1975)
- 21) 清水治, 中村一郎, 上出健一他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理について」—第一報 各種下水汚泥への適用— 用水と廃水 Vol 18 №7 (197)
- 22) 平岡正勝, 清水治他「低温加圧方式熱処理による下水汚泥の処理について」
—第 2 報 分離液処理方式の検討— Vol 20 №2 (1978)
- 23) 桃井清至「下水汚泥の好気性熱処理に関する研究 I」
下水道協会誌 Vol 12 №136 P12 1975/9
- 24) 桃井清至, 清水治「下水汚泥の好気性熱処理に関する基礎研究 II」
下水道協会誌 Vol 12 №137 P34 1975/10
- 25) 衣笠美弘, 桃井清至, 清水治「下水汚泥の熱処理に関する研究—特に分離液の性状改善について」第 10 回下水道研究発表講演集 P563
- 26) 清水治, 戸田一郎, 内村輝美他「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理について」第 11 回下水道研究発表会講演集 P513
- 27) 清水治, 上出健一, 戸田一郎「同 上」第 12 回下水道研究発表会 講演集 P563
- 28) 清水治, 内村輝美, 西田耕之助「低温加圧熱処理法の排ガスについて」
第 12 回下水道研究発表会 P591
- 29) 西田耕之助, 清水治他「下水汚泥の低温熱処理における発生臭気とその除去」悪臭の研究 Vol 4 №20 1975/5
- 30) 清水治, 内村輝美, 上出健一「低温加圧熱処理による汚泥処理と熱利用」
汚泥(ダスト, 残灰)処理の新技术と効率的な再資源化・商品化対策
経営開発センター出版部 昭和 53 年 3 月
- 31) 桑元康雄, 清水治, 内村輝美, 中村一郎「下水汚泥の熱処理による物性変

- 化について」環境技術研究所報告（クボタ鉄工）Vol 7 №1 1977
- 32) 清水治，上出健一他「低温加圧方式の熱処理による下水汚泥の処理について」昭和50年度 下水道研究発表講演集
- 33) 桐生市，日本下水道事業団「桐生市境野環境衛生センターにおける空気吹込低温熱処理パイロットプラントの技術調査報告書」昭和54年3月
- 34) 丹保憲仁，亀井翼他「都市下水の高度高次処理ゲル」
土木年講 28 S48.10
- 35) 丹保憲仁，亀井翼「水質マトリックスと水処理操作」
化学工学 Vol 39 №10（1975）
- 36) 尼木敏雄，清水治他「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理」
クボタ技報 Vol 1 №1 昭和53年10月
- 37) 清水治，村田清美他「循環形エアレーションタンクについて」
第7回下水道研究発表会講演集 P62 S45年
- 38) 清水治，村田清美他「循環式污水处理プラントについて」
クボタ鉄工 環境技術研究所報告 Vol 6 №1 1970
- 39) 清水治，寺岡初他「各種散気管のエアレーションの性能について」
第6回下水道研究発表会講演集 P281 昭和44年度
- 40) 衣笠美弘，清水治他「循環法による熱処理分離液処理について」京都大学
環境衛生工学研究会第4回シンポジウム講演論文集 昭和57年8月
- 41) 日本下水道事業団，神戸市「神戸市における熱処理分離液の処理実験プラントの技術調査」昭和56年度報告 昭和57年3月
- 42) 村上忠弘他「川俣処理場における脱臭プロセスの運転結果について」
第17回下水道研究発表会 P38 S55年
- 43) 三浦捷他「流域下水処理における熱処理プラントの脱臭に関する実験的研究」
第15回下水道研究発表会 P633 S53年
- 44) 清水治，岩見博之他「低温加圧熱処理における臭気処理について」
第19回下水道研究発表会 P71 1980
- 45) 川合勝正「新しい下水汚泥処理プロセスについて」環境技術 Vol 7 №5
- 46) 奥兼美「川俣終末処理場における汚泥の低温加圧熱処理と熱分解について」

汚泥研究年報 1980 年 環境技術研究会

- 47) 神戸市，日本下水道事業団「神戸市における汚泥処理小規模プラントに関する技術調査」昭和 54 年度 昭和 55 年 3 月
- 48) 清水治，内村輝美他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理－汚泥焼却炉の検討－」クボタ技報 №14 1983
- 49) 稲森幸雄，船越二郎，小川敬「桐生市の場合，低温加圧熱処理方式による汚泥処理システム」月刊下水道 Vol 4 №13
- 50) 稲森幸雄，船越二郎，小川敬「桐生市境野下水処理場（環境衛生センター）の概要」下水道協会誌 Vol 20 №224 1983. 1
- 51) 平岡正勝，奥兼美，清水治他「下水汚泥の熱処理の実際と効果」月刊 PPM 1983/7

第4章 調質脱水プラントのエネルギー評価^(4, 5)

以上、無機凝集剤用の脱水機として、真空脱水機、加圧脱水機、高分子凝集剤用の脱水機として、遠心脱水機とベルトプレス型脱水機、無薬注調質として低温加圧熱処理システム（加圧脱水機使用）について、室内テストと実際プラントでの運転成績について述べた。それぞれに特徴があり、これらの脱水機の機種を選定については種々の制約条件に応じて決定するべきものとする。これら4機種の脱水機の原理構造や操作因子等の総合評価結果を表4.1に示す。⁽¹⁾ また前章での各脱水機の運転結果より各汚泥濃度に対する設計値を図4.1に示す。⁽²⁾ この脱水結果に基づき第1編と同様に処理対象人口約200,000人程度の下水処理場の濃縮－脱水設備のエネルギー効果の検討を行った。⁽³⁾

運転時間は、1日20時間とし、週7日間の運転である。今回は全て生汚泥の脱水とし最終処分を脱水ケーキとした。この結果を表4.2～4.6に示す。

薬注調質による脱水の維持管理費（ランニングコスト）は、濃縮－脱水－処分までの費用であり、無薬注脱水の維持管理費は、熱回収を考慮して濃縮－脱水（加圧脱水）－焼却（階段炉）－処分までの費用である。

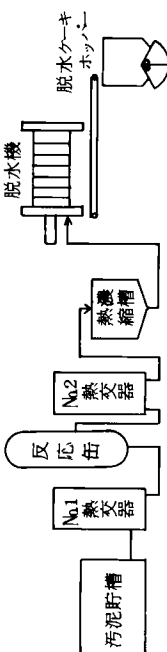
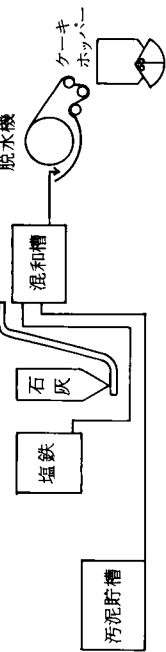
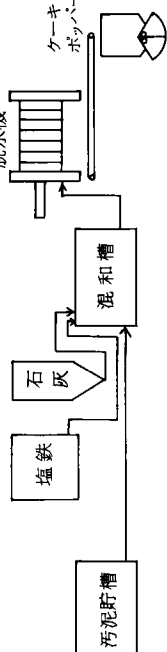
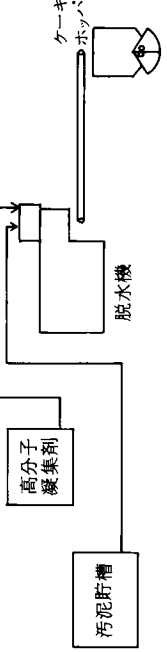
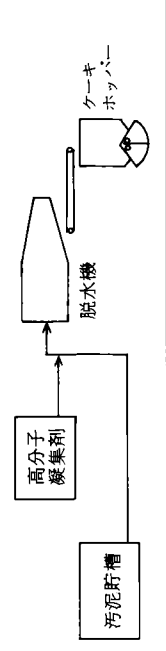
図4.2の汚泥濃度とランニングコストの関係が示すように、石灰塩鉄脱水は、汚泥濃度によるランニングコストの低下は大きい。汚泥濃度が5%程度になれば脱水機の違いによるランニングコストの差はなくなってくる。無薬注による調質では薬品を全く使用しないため焼却炉を含めてもランニングコストは無薬注脱水より低くなる。次に汚泥濃度を上げることによるランニングコストの内訳について述べる。

図4.3に真空脱水機、加圧脱水機、遠心脱水機およびベルトプレス型脱水機のランニングコストの内訳を示す。無機凝集剤の調質では汚泥濃度が低いと薬品量の増加による汚泥量の増加により処分費が大きくなる。遠心脱水機では高分子凝集剤を用いるため薬品の増加による汚泥量の増加はないが、ケーキ含水率が高いためランニングコスト中で処分費の占める割合が大きい。汚泥濃度に対するランニングコストの低下は加圧脱水や真空脱水機に比較して小さいが、イニシャルコストの低下を考慮すると汚泥濃度を上げる効果は大きい。

表 4.1 各種脱水機の機能・比較表

番号		ベルトフィルター	フィルタープレス	遠心脱水機	ベルトプレス
1	ケーキ生成機構	 <p>原液槽内に一定の水素で投入された凝集汚泥はドラム内負圧-300～600mmHgで、ろ布面に付着し、ケーキを生成する。次いでドラムの回転に従って水面上に上がり、最後にろ布はドラムを離れてディフュージョンロールを通り、ろ布表面のケーキ(含水率約80%)を剝離排出する。その後、高圧水により洗浄されて再びドラムに戻り、次の脱水工程に戻る。</p> <p>消石灰、塩化第二鉄を凝集剤に用いる。従来法に対して、過酸化水素水、硫酸第一鉄を用いて、脱水の改善(脱水ケーキ量の増加)も現在も行われている。</p>	 <p>各ろ室のろ布の間に凝集汚泥を流入させ、ろ布によってまずろ過脱水する。次第にろ布間に汚泥が付き、汚泥ポンプの圧力が上がってくる。所定の時間で打込ポンプを停止し、ろ布の裏側のダイヤフラムを高圧水で膨張させ、圧搾する。一定時間後ろ布を開き、スクロー及びろ布の移動により、ケーキ(含水率60%)を落下させ、1サイクル(約20分)を終る。</p> <p>ろ布は走行中に水洗浄される。</p>	 <p>分離機は2000～3000G程度で高速回転し、その内部に処理汚泥とポリマー(高分子凝集剤)が投入される。内部で汚泥は固液分離され、外壁に脱水ケーキがはりつく。これを外側とわずかの回転差(差動回転)をもつスクローが、出料部に向かってすりあげ、含水率約75～80%のケーキをスクロー出口より押し出す。分離液は排出出口より出る。</p>	 <p>汚泥は、混合機中でポリマー(高分子凝集剤)と混合凝集され、ろ布上に移動する。ここで汚泥の厚みを調整され、均一にろ布上に分散される。同時にろ布を通して重力でまず遊離水を分離する。ここを通過すると含水率約90%になる。次いで圧縮ゾーンに移り、強い力で圧縮脱水し、含水率約85%程度になる。</p> <p>次に圧縮ゾーンで2枚のろ布にはさんで脱水し、含水率約80～83%となる。</p> <p>最後に剪断脱水ゾーンで更に強い圧縮力と剪断力によりつぶすように脱水する。ここで含水率約75%となり、排出される。</p> <p>その後、高圧水によりろ布は洗浄され、次の脱水工程に戻る。</p>
2	凝集剤種類及び添加率	消石灰 40% (dsあたり) 塩化第二鉄 10% ("	消石灰 40% (dsあたり) 塩化第二鉄 10% ("	高分子凝集剤 0.5～1.5% (dsあたり)	高分子凝集剤 0.3～1.0% (dsあたり)
3	脱水工程	連続	バッチ	連続	連続
4	脱水成績 SS回収率 ケーキ含水率	95% 74～84%	97% 55～65%	95% 74～84%	95% 70～80%
5	メンテナンス	1. ろ布交換 2. 給油 3. ろ布蛇行調整 4. ろ布洗浄状態点検	1. ろ布交換 2. 給油 3. ろ布蛇行調整 4. ダイヤフラム交換 5. ろ布洗浄状態点検	1. 給油 2. 洗浄 3. ベアリング等交換 4. スクリュー交換(内装)	1. ろ布交換 2. 給油 3. ろ布蛇行調整 4. ろ布洗浄状態点検
6	特長	1. 機構が単純 2. 操作が単純 3. 破力を受ける部材が少い 4. 汚泥を目視しながら運転調整ができる。	1. 含水率が下がる。 2. そのため燃焼時の助燃油が非常に少い。 3. 排出時のケーキ量が少ない 4. ケーキ含水率の調整が可能である。 5. 制御装置の開発が進み、全自動が可能 6. 騒音源が少ない。	1. 薬注設備本体ともにコンパクトである。 2. 固形物量は薬注によっても変らず、発熱量も低く。 3. 故障原因が最も簡単。 4. 完全密閉式であるので作業環境が良い。 5. 汚泥と薬品の混和が容易。 6. 機構が単純 7. 補機が少ない 8. ろ布等の交換部品が少ない。	1. 操作が単純であり、凝集汚泥が目視できるため、維持管理が容易である。 2. 固形物量は薬注によっても変らず、ケーキの発熱量も高い。 3. 脱水加圧力が段階的に加えられるので、含水率が低く安定している。 4. ろ布と高分子凝集剤の組み合わせによりSS回収率が安定している。 5. ロールとろ布の組み合わせで機構が簡単、補機が少ない。 6. 汚泥と薬品の混和が容易 7. 破力を受ける部材が少い 8. イニシャルコストが安い。 9. 使用電力が最も少ない。
7	欠点	1. ろ布の交換が必要 2. 臭気発生表面が大きい 3. 設置面積が大きい 4. 外形寸法が大きく、補修空間が大きく要する。 5. ろ布洗浄水がかかる。 6. 脱水ケーキの剝離が悪く、固形物の回収率が悪い。 7. 汚泥と薬品との混和が複雑 8. ろ布洗浄水が飛散する。 9. ケーキ量が増える。 10. 良好な脱水ケーキを生成する運転条件の設定が難しい。 11. 使用電力が最も大きい 12. 消石灰によるろ布の目づまりがある。	1. 設置面積が大きい。 2. 機械重量が重い。 3. 補機が多い。 4. ろ布の交換が必要 5. 汚泥と薬品との混和が複雑 6. 固形物量が増える 7. 脱水ケーキの発生がバッチ式になる。 8. 消石灰によるろ布の目づまりがある。	1. 高速回転上の諸問題、音、振動、摩擦がある。 2. 薬注操作コントロールを要す。 3. 薬品代が高い。 4. スクリューの羽根の補修は工場でする必要がある(定期的)	1. ろ布の交換が必要 2. 汚泥の剝離性の調節を要す 3. 薬注(凝集)コントロールを要す 4. 薬品代がやや高い。
8	総評	すでに最も多くの実績を持っているため、建設費も安く安心できるプロセスであるが、ケーキの剝離やろ布及び機械の洗浄等に手がかかる。又、衛生上オープンになる。納入実績が多いが、新しい時代に合ったプラントとは言えない。最終処分を焼却すると、ケーキ含水率が高く経済的によくない。 塩鉄、石灰添加剤が汚泥によって上がるため、脱水ケーキ量が非常に増す場合がある。	完全自動が可能となり、最終処分を焼却処理する場合ケーキ含水率を低くできる。 塩鉄、石灰添加剤が汚泥によって、かなり上がる。 最近の大規模下水処理場で多く用いられるようになっていく。	最近、新しいスクローの開発により、ケーキ含水率を75%前後にまで脱水できるようになった。 連続で、しかも完全密閉方式で脱水ができ、維持管理が容易なため、小規模の下水処理場では、好んで採用されている。 安定した脱水性能を得るためには、運転中の監視が困難な点がある。	ベルトフィルターの石灰、塩鉄を高分子凝集剤に変えた脱水機である。 装置的にはすでに完成されているが、下水汚泥への適用例は今のところ少ない。最近好んで用いられるようになってきた。 高分子凝集剤を使用する脱水機として、薬品の使用量がより少なくてケーキ含水率も低下する。また、使用電力量が特に少ない点など業績評価として確立されつつある。

図 4.1 脱水設備フローシート

処理方法	処理フロー	脱水設備	投入汚泥濃度 (%)	薬注率 (%ds)		ろ過速度	含水率 %
				(熱処理汚泥濃度) 8 %	%		
無薬注方法		加圧脱水機	3			4 kg/m ² ・hr	50 %
			4	10			
			5	12			
石灰塩鉄薬注方式		真空脱水機	3	石炭 60	塩鉄 10	8 "	80 "
			4	35	7	15 "	75 "
			5	20	7	30 "	75 "
加圧脱水		加圧脱水機	3	60	10	2.5 "	67 "
			4	35	7	3.5 "	65 "
			5	20	7	5 "	63 "
ベルトプレス		ベルトプレス	3	0.9		110 kg/mH	78 "
			4	0.7		130 "	76 "
			5	0.5		170 "	75 "
遠心脱水		遠心脱水機	3	1.3		—	82 "
			4	0.9		—	80 "
			5	0.8		—	78 "

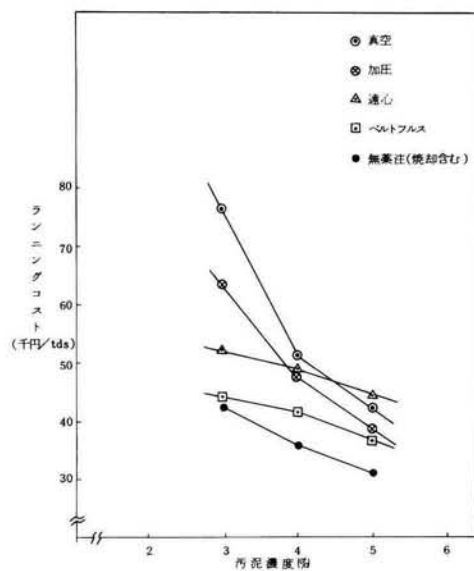


図 4.2 汚泥濃度とランニングコスト

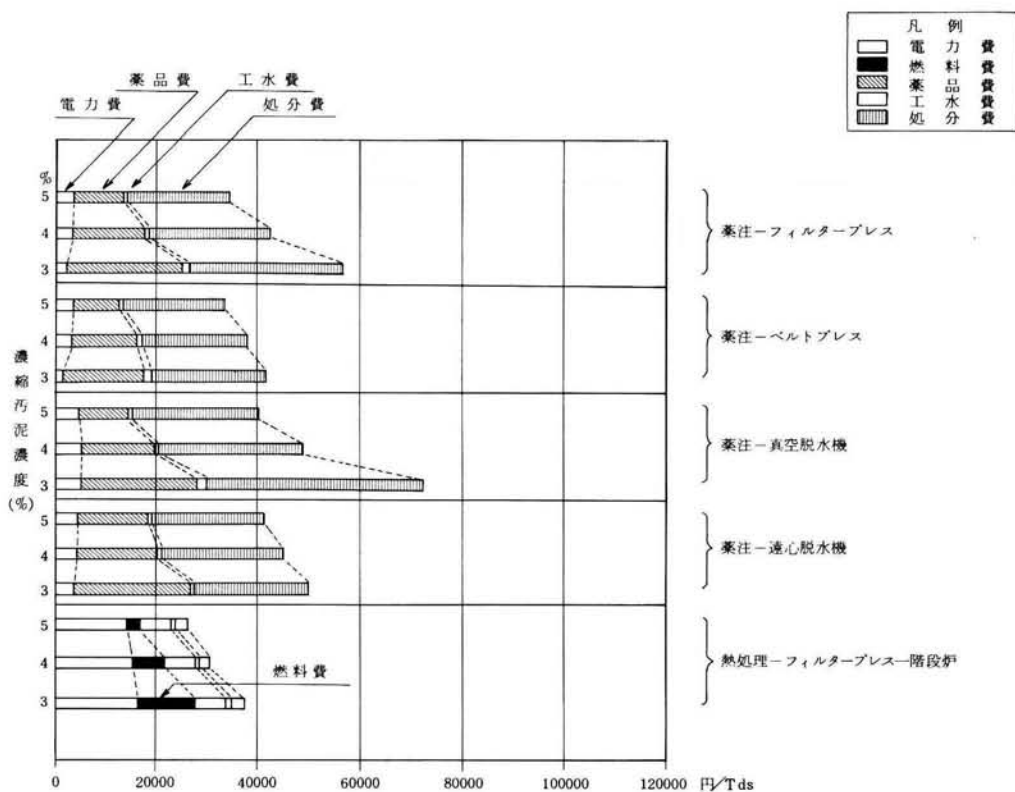


図 4.3 各種処理方式によるランニングコスト比較 (焼却なし)

表 4.2 真空脱水設備の維持管理費比較表

濃縮 → 脱水 → 処分								
項目	方式	従来濃縮(3%)		分離濃縮(4%)		混合汚泥濃縮(5%)		
設備概要	濃縮設備	13mφ×3基		{濃縮槽 13mφ×1基 立型濾心 20m ² /H×4台(1予)}		{濃縮槽 13mφ×3基 立型濾心 13m ² /H×5台(1予)}		
	脱水設備	40m ² ×5台(1予)		40m ² ×3台(1予)		40m ² ×2台(1予)		
	薬注設備	43ℓ/min (20%)		25ℓ/min		14ℓ/min		
	石灰塩化第2鉄	6.9ℓ/min (10%)		4.8ℓ/min		4.8ℓ/min		
建設費	土木機械電気合計							
維持管理費	ユーティリティ	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額	
	電気費	2.0円/kWh	4.969 kW/日 99.387 円/日 4.969 円/Tds	5.183 kW/日	103.668 円/日 5.183 円/Tds	4.605 kW/日	92.107 円/日 4.605 円/Tds	
	工業用水	2.0円/m ³	1.886 m ³ /日 1.886 円/Tds	1.037 m ³ /日	2.0736 円/日 1.037 円/Tds	6.40 m ³ /日	12.807 円/日 6.40 円/Tds	
	薬品石灰	3.0円/kg	1.2 t/日 360.000 円/日 180.000 円/Tds	7 t/日	210.000 円/日 105.000 円/Tds	4 t/日	120.000 円/日 60.000 円/Tds	
	塩化第2鉄(38%溶液)	2.9円/m ³	3.71 m ³ /日 107.590 円/日 5.380 円/Tds	2.59 m ³ /日	7.5110 円/日 3.756 円/Tds	2.59 m ³ /日	7.5110 円/日 3.756 円/Tds	
	ユーティリティ	604.700 円/日 30.235 円/Tds		409.514 円/日 20.476 円/Tds		300.024 円/日 15.001 円/Tds		
	合計							
	処分費	170m ³ /日	850.000 円/日 425.000 円/Tds	113.6m ³ /日	568.000 円/日 28.400 円/Tds	101.6m ³ /日	508.000 円/日 25.400 円/Tds	
	消耗費	ろ布	7.000 円/日	3.500.000 円/年	4.8219 円/日	1.750.000 円/年	3.4384 円/日	
	機器費×2~3%	20.440.000 円/年	3.759 円/Tds	14.100.000 円/年	2.411 円/Tds	10.800.000 円/年	1.719 円/Tds	
メンテナンス費	メンテナンス費	925.178 円/日 46.259 円/Tds		616.219 円/日 30.811 円/Tds		542.384 円/日 2.7119 円/Tds		
	合計	1.529.878 円/日 76.494 円/Tds		1.025.733 円/日 51.287 円/Tds		842.408 円/日 42.120 円/Tds		

表 4.3 加圧脱水設備の維持管理費比較表

濃縮 → 脱水 → 処分								
項目	方式	従来濃縮(3%)		分離濃縮(4%)		混合汚泥濃縮(5%)		
設備概要	重力濃縮	13mφ×3基		13mφ×1基		13mφ×3基		
	脱水濃縮機	120m ² ×5台(1予)		20m ² /hr×4台(1予)		13m ² /hr×5台(1予)		
	薬注設備	43ℓ/min (20%)		120m ² ×4台(内1予)		120m ² ×3台(1予)		
	石灰塩化第2鉄	4.3ℓ/min (10%)		2.5ℓ/min		1.4ℓ/min		
		6.9ℓ/min (10%)		4.8ℓ/min		4.8ℓ/min		
建設費	土木機械電気合計							
維持管理費	ユーティリティ	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額	
	電気費	2.247 kW/日	44.949 円/日 2.247 円/Tds	3.575 kW/日	71.498 円/日 3.575 円/Tds	3.797 kW/日	75.938 円/日 3.797 円/Tds	
	工業用水	9.74 m ³ /日	19.471 円/日 9.74 円/Tds	7.42 m ³ /日	14.840 円/日 7.42 円/Tds	5.85 m ³ /日	11.695 円/日 5.85 円/Tds	
	薬品石灰	1.2 t/日	360.000 円/日 180.000 円/Tds	7 t/日	210.000 円/日 105.000 円/Tds	4 t/日	120.000 円/日 60.000 円/Tds	
	塩化第2鉄	3.7 m ³ /日	107.300 円/日 5.365 円/Tds	2.6 m ³ /日	75.400 円/日 3.770 円/Tds	2.6 m ³ /日	75.400 円/日 3.770 円/Tds	
	ユーティリティ	531.720 円/日 26.586 円/Tds		371.738 円/日 18.587 円/Tds		283.033 円/日 14.152 円/Tds		
	合計							
	処分費	120 t/日	600.000 円/日 30.000 円/Tds	95 t/日	475.000 円/日 23.750 円/Tds	80 t/日	400.000 円/日 20.000 円/Tds	
	消耗費	18.000.000 円/年	12.8219 円/日	13.500.000 円/年	96.164 円/日	9.000.000 円/年	80.548 円/日	
	機器費×2~3%	28.800.000 円/年	6.411 円/Tds	21.600.000 円/年	4.808 円/Tds	20.400.000 円/年	4.027 円/Tds	
メンテナンス費	メンテナンス費	728.219 円/日 36.411 円/Tds		571.164 円/日 28.558 円/Tds		480.548 円/日 24.027 円/Tds		
	維持管理費	1.259.939 円/日 62.997 円/Tds		942.902 円/日 47.145 円/Tds		763.581 円/日 38.179 円/Tds		

表 4.4 遠心脱水設備の維持管理費比較表

濃縮 → 脱水 → 処分										
項目		方式	従来濃縮(3多)		分離濃縮(4多)		混合汚泥濃縮(5多)			
設備概要	濃縮設備		13mφ×3基		濃縮槽 13mφ×1基 立型遠心20m ³ /hr×4台(1予)		濃縮槽 13mφ×3基 立型遠心13mφ/H×5台(1予)			
	脱水設備		10m ² /Hr×6基(1予)		10m ² /Hr×4台(1予)		10m ² /H×3台(1予)			
	薬注設備		定量フィーダー3.6m ³ /Hr×3台(1予) 溶解槽 10m ² ×2槽		定量フィーダー2.5m ³ /Hr×4台(1予) 溶解槽 6m ² ×2槽		定量フィーダー2.2m ³ /Hr×3台(1予) 溶解槽 5m ² ×2槽			
建設費										
維持管理費	ユーティリティ費		使用量		金額		使用量		金額	
		電気費	20円/kWh	4.088 kW/日	81.765 円/日	4.361 kW/日	87.224 円/日	4.488 kW/日	89.762 円/日	
		工業用水	20円/m ³	195 m ³ /日	3,900 円/日	187 m ³ /日	3,740 円/日	239 m ³ /日	4,780 円/日	
		薬品	1,800円	260 kg/日	468,000 円/日	180 kg/日	324,000 円/日	160 kg/日	288,000 円/日	
		ユーティリティー								
	合 計			553.665 円/日		414.964 円/日		382.542 円/日		
				27.683 円/tds		20.748 円/tds		19.127 円/tds		
	メンテナンス費	処分費	5,000円/m ³	111 t/日	555,000 円/日	100 t/日	500,000 円/日	91 t/日	455,000 円/日	
		消耗費	スクリーン	9,000,000円/年	28,055 円/日	9,000,000円/年	62,192 円/日	6,000,000円/年	49,679 円/日	
		機器費	×2~3%	1,240,000円/年	1,403 円/日	1,370,000円/年	3,110 円/日	1,213,300円/年	2,484 円/日	
		メンテナンス費			58,305 円/日		56,219 円/日		50,467 円/日	
	合 計				29,153 円/tds		28,110 円/tds		25,234 円/tds	
				1,136,720 円/日		977,156 円/日		887,221 円/日		
合 計			5,683.6 円/tds		4,885.76 円/tds		4,436.1 円/tds			

表 4.5 ペルトプレス型脱水設備の維持管理費比較表

濃縮 → 脱水 → 処分										
項目		方式	従来濃縮(3%)		分離濃縮(4%)		混合汚泥濃縮(5%)			
設備概要	濃縮設備		13mφ×3基		濃縮槽 13mφ×1基 立型遠心20m ³ /hr×4台(1予)		濃縮槽 13mφ×3基 立型遠心13m ³ /hr×5台(1予)			
	脱水設備		3m巾×6台(1予)		3m巾×5台(1予)		3m巾×4台(1予)			
	薬注設備		薬注ポンプ2.5m ³ /hr×4台(1予) 溶解槽 6m ² ×2槽		薬注ポンプ1.9m ³ /hr×4台(1予) 溶解槽 5m ² ×2槽		薬注ポンプ1.4m ³ /hr×3台(1予) 溶解槽 4m ² ×2槽			
建設費	機械合計									
維持管理費	ユーティリティ	電気費	20円/kWh	1.424 kW/日	28,483 円/日	3,353.5 kW/日	67,070 円/日	3,709 kW/日	74,179 円/日	
		工業用水	20円/m ³	1,446 m ³ /日	28,928 円/日	1,469 m ³ /日	29,380 円/日	1,078 m ³ /日	21,575 円/日	
		薬品	高分子凝集剤	1,800円/t	180 kg/日	324,000 円/日	140 kg/日	252,000 円/日	100 kg/日	180,000 円/日
		薬品	高分子凝集剤	1,800円/t	180 kg/日	324,000 円/日	140 kg/日	252,000 円/日	100 kg/日	180,000 円/日
	ユーティリティー	ユーティリティー	合 計		381,411 円/日		348,450 円/日		275,754 円/日	
		処分費	5,000円/m ³	91 t/日	455,000 円/日	83 t/日	415,000 円/日	80 t/日	400,000 円/日	
	メンテナンス	消耗費	ろ布	7,500,000円/年	60,932 円/日	7,500,000円/年	69,863 円/日	5,000,000円/年	54,790 円/日	
		機器費	×2~3%	1,474,000円/年	3,047 円/日	1,800,000円/年	3,493 円/日	1,500,000円/年	2,740 円/日	
	メンテナンス	メンテナンス費			51,593 円/日		48,486 円/日		45,479 円/日	
		合 計			25,796 円/日		24,243 円/日		22,740 円/日	
	合 計	合 計			897,343 円/日		833,313 円/日		730,544 円/日	
		合 計			4,486.6 円/日		4,166.6 円/日		3,652.7 円/日	

表 4. 6 低温加圧熱処理設備の維持管理費比較表

濃縮 → 脱水 → 焼却								
項目		方式	従来濃縮(3%)		分離濃縮(4%)		混合汚泥濃縮(5%)	
設備概要	濃縮設備	13m ϕ ×3基			濃縮機 13m ϕ ×1基 立型連心濃縮 20m ϕ /hr×4台(1予)		13m ϕ ×3基 13m ϕ /H×6基(1予)	
	熱処理設備	13m ϕ /hr×(3系列)			10m ϕ /hr×(3系列)		75m ϕ /hr×(3系列)	
	脱水設備	120m ϕ ×3台			120m ϕ ×3台		120m ϕ ×3台	
	分離液処理設備	20T/日×2基			20T/日×2基, 80%		20T/日×2基, 75%	
建設費	脱臭設備	1,082m ϕ /日			730m ϕ /日		506m ϕ /日	
	機電(気)	533m ϕ /min			533m ϕ /min		533m ϕ /min	
維持管理費			使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額
	電気量	／日	16,127 kW/日	322,500 円/日	15,233 kW/日	304,700 円/日	13,993 kW/日	280,000 円/日
	20円/kWh			16,125 円/Tds		15,235 円/Tds		14,000 円/Tds
	油	ℓ/日	3,245 ℓ/日	227,150 円/日	1,720 ℓ/日	120,400 円/日	764 ℓ/日	53,480 円/日
	70円/ℓ			11,357 円/Tds		6,020 円/Tds		2,674 円/Tds
	工業用水	／日	160 m ϕ /日	25,600 円/日	120 m ϕ /日	19,200 円/日	96 m ϕ /日	15,360 円/日
	円/m ϕ			1,280 円/Tds		960 円/Tds		768 円/Tds
	薬品	／日		123,700 円/日	123.6	123,700 円/日		123,700 円/日
				6,185 円/Tds		6,185 円/Tds		6,185 円/Tds
	ユーティリティー			698,950 円/日		568,000 円/日		472,540 円/日
	合計			34,950 円/Tds		28,400 円/Tds		23,627 円/Tds
	メンテナンス費							
	処分費	16T/日		48,000 円/日	16T/日	48,000 円/日	16T/日	48,000 円/日
	3,000円/m ϕ			2,400 円/Tds		2,400 円/Tds		2,400 円/Tds
	消耗品	ろ布	10,400,000円/年(ろ布)	97,000 円/日	10,400,000円/年	91,500 円/日	10,400,000円/年	83,290 円/日
	機器費×2～3%		25,000,000円/年	9,850 円/Tds	23,000,000円/年	4,575 円/Tds	20,000,000円/年	4,165 円/Tds
	メンテナンス費			145,000 円/日		139,500 円/日		131,290 円/日
	合計			843,850 円/日		707,500 円/日		603,830 円/日
	合計			42,190 円/Tds		35,400 円/Tds		30,190 円/Tds

NaClO 265ℓ×70円/ℓ(42%), NaOH: 1,245ℓ/日×75円(48%), Na₂S₂O₈: 893kg/日, H₂SO₄: 1,06kg/日×Na₂SO₃ 298kg/日

ベルトプレス型脱水機の場合、汚泥濃度を4～5%にすると濃縮機の電力費の増加をまねくが脱水機の台数の減と薬品費の低減により、ランニングコストは低くなる。

表 4. 6 に無薬注による調質脱水の試算結果を示す。設備的には、汚泥濃度を上げることにより、熱処理設備の処理量は、13m ϕ /hr～7.5m ϕ /hrと減らすことができる。本来ならば、系列を減らす運転の方がランニングコストを低くする効果は大きいですが、熱処理設備の反応缶、熱交換器等の圧力容器の定期検査時の予備を考慮して、2系列運転、1系列予備とした。また、熱処理以後の脱水、焼却設備は熱処理により汚泥は安定し、熱処理汚泥濃度も8%以上となる。生汚泥濃度を上げれば、熱処理汚泥濃度は上がるが、その効果は少ないため、計算上、脱水、焼却設備は各汚泥濃度とも同じものとした。一方、二次公害防止設備では、熱処理分離液量は汚泥濃度を3%から5%にまで上げることにより、1082m ϕ /日から、506m ϕ /日まで減少する。

しかし、脱臭設備は、臭気の主たる発生源が熱処理濃縮槽や、脱水機室とな

るため、汚泥濃度に関係なく一定となった。

ランニングコストでは電力費は汚泥濃度の変化に対しては、それ程大きな差はないが燃料費については汚泥濃度が高くなると加温する汚泥量が少なくなるため、汚泥濃度を3%から5%に高めることにより、油量は1/4程度にすることができた。

脱水機の機種については、前述のように簡単には決められないが、イニシャルコスト、ランニングコストとも、ベルトプレス型脱水機が最も安くなる。しかし、高分子凝集剤の安定性や、得られる脱水ケーキの含水率が高いこと、脱水ケーキの臭気の問題等がある為、安易に決定することは危険である。

図4.3に汚泥濃度に対するランニングコストの内訳を示す。汚泥濃度が上がればいずれの項目も減少するが、熱処理法の場合生脱水と異なり電力費と燃料費の占める割合が最も大きくなる。これを生脱水法と比べると、電気で3～4倍に15,000円/tdsと高くなる。また、汚泥を加温処理するために汚泥の発熱量を回収する必要がある。その一方で処分費は、汚泥を階段炉でクリンカー状にするため、処分量が薬注脱水法の1/5～1/7となり維持管理費に占める割合は小さくなる。

いずれにしても、汚泥濃度を上げることが汚泥処理の安定性とコスト低減につながり、汚泥処理の効率化に最も寄与するものと考えられる。

参 考 文 献

- 1) 清水治，松尾英介，中村一郎「下水汚泥の脱水と実際」環境創造
80/12 1980
- 2) 平岡正勝，清水治「汚泥処理，処分問題のエネルギー的考察」
汚泥研究年報 1981 環境技術研究会
- 3) 平岡正勝，清水治「各種濃縮設備のエネルギー効率化」
汚泥研究年報 1982 環境技術研究会
- 4) 清水治，大島秀晴，古北克「下水汚泥処理プロセスの評価」京都大学環境
衛生工学会第4回シンポジウム講演論文集 1983
- 5) 平岡正勝，清水治，他「下水汚泥処理システムのエネルギー評価」
汚泥研究年報 1983 環境技術研究会

第3編 焼却プラントのエネルギー効率化

緒 言

下水道の普及により発生する汚泥の処理，処分が大きな問題となっている。日本の場合，発生する汚泥量に対する処分地の確保や，衛生的な見地から考えて，汚泥の最終処分形態は，基本的には灰化減量を行なわねばならない。しかし，昨今の石油事情に端を発したエネルギー問題から，安易に多量の補助燃料を使用する焼却処分にも多くの問題がある。

現在，下水汚泥の焼却処理はまだ一部の処理場にしか実施されていないが，緒論で述べたように，多段炉が主流となっている。しかし，現状の多段炉では，排ガス中に汚泥の臭気が混入するため，排ガス処理にアフターバーナによる脱臭が必要となり，補助燃料の増大をまねいている。その上，補助燃料の使用による排ガス量の増加のため，排ガス処理費のコストアップ等必ずしも，エネルギー的によいプロセスとは言えない。そのため，最近では，乾燥と焼却とを分離し，各プロセスの効率のよい所を用いた，焼却システムが注目されている。⁽⁶⁾

一方，焼却炉では，前段の汚泥の脱水条件により，焼却状態は大きく異なる。そこで第 3 編では乾燥機を前置することとして第 2 編の第 3 章で述べた，低温加熱処理による低含水率の無薬注汚泥脱水ケーキを用いての噴流層炉（流動層方式）¹⁾，階段式炉（ストーカー方式）²⁾，および乾燥熔融炉の実用化プラントによる焼却実験に基づく，各炉のエネルギー評価をおこなう。³⁾^{4,5)}

参 考 文 献

- 1) 衣笠美弘，清水治「噴流式汚泥焼却システムについて」公害防止産業，vol 2 № 3，1972 年 3 月
- 2) 桐生市，日本水道事業団「桐生市における熱処理施設の調査報告書」，昭和 58 年 3 月
- 3) 神戸市，日本下水道事業団「神戸市における汚泥処理小規模プラントに関する技術調査」，昭和 55 年 3 月
- 4) 平岡正勝，奥兼美，船越二郎，清水治他「下水汚泥の熱処理の実施例と効果」，月刊 PPM，1983 年 3 月
- 5) 清水治，内村輝美他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理—汚泥焼却炉

の検討」，クボタ技報 16 14，1983 年

- 6) 清水 治，大島 秀晴，古北 克「下水汚泥の処理プロセスの評価」，京都大学
環境衛生工学研究会・第 4 回シンポジウム講演論文集，1983

第1章 下水汚泥の焼却炉のエネルギー効率化

第1節 下水汚泥脱水ケーキの性状⁽¹⁾

脱水ケーキの性状は、その処理場の置かれている環境条件や分流式か合流式かの排除方式また、脱水機の形式によって全く異なった値となる。その上、同じ処理場でも季節により大きく変わる。各脱水機ごとの薬注脱水ケーキの燃料分析結果を表1.1に示す。石灰塩鉄による脱水機は、揮発性物質が少なく、汚泥固形物当りの発熱量は、生汚泥で2,500～3,000 Kcal/kgds, 消化汚泥で2,000～2,500 Kcal/kgds と低い。一方高分子凝集剤による脱水ケーキは、揮発性物質が多く、発熱量も消化汚泥で3,000～3,500 kcal/kgds, 生汚泥で3,500～4,000 kcal/kgds と非常に高くなる。そのため脱水機でできるだけ水分を除けば、下水汚泥はエネルギーとして使用することも可能である。一方、汚泥を燃料として利用する無薬注脱水ケーキの燃料分析結果を表1.2に示す。(表中Ka, Se, Saは前述の処理場, Dは住宅地域を中心とした分流式公共下水処理場で、高温熱処理プラントを持つ処理場である)。流域下水処理場のKaは、有機物含有率が少ないため低位発熱量は540 kcal/kg・ds と低い。一方、ほぼ分流下水であるSe処理場では有機物含有率が80%近くもあり、高位発熱量で3,460 kcal/kg・ds と高く、脱水ケーキでも1,684 kcal/kg・ds と高くなるため、焼却した場合、かなりの熱を蒸気として回収することができる。また、Sa処理場では、一部分流下水であるため、有機物含有率はSe処理場より小さいが、一部染色工場の排水が下水に流入するため、有機物量当たりの発熱量が6,500 kcal/kg・vs と一般にいわれている有機物当たりの発熱量5,000 kcal/kg・vs より高く、そのため高位発熱量で3,700 kcal/kg・ds, 脱水ケーキの発熱量で約2,000 kcal/kg もあり、脱水ケーキはむしろ燃料と考えることができる。このように熱処理脱水ケーキの性状は、各処理場ごとに大幅に変わるが、いずれも燃料的価値は高い。

一方汚泥の性状は、季節により大きく変わる。低温加圧熱処理の実プラントを納入したKa, SeおよびSaの各処理場の脱水ケーキの含水率、固形物当たりの有機物含有率、および有機物含有率とケーキ含水率より計算した低位発熱量について、年間の推移を月間平均値により図1.1に示す。

表 1.1 脱水ケーキの燃料分析値⁽⁷⁾

発 生 都 市	A		Ky 市		I 県		Ky 市		O 市		T, Shi 処 理 場					M	備 考	
脱 水 機 の 機 種	真 空 脱 水 機				加 圧 脱 水 機				遠 心 脱 水 機		ベルトプレス							
汚 泥 の 種 数	生汚泥		消化汚泥		生汚泥		消化汚泥		生汚泥		消化汚泥		初汚泥	混合汚泥	消化未洗	洗浄汚泥	消化未洗	
含 水 率 %	70.6	75.4	82.4	54.1	67.5	64.7	71.6	78.5					73.7	73.6	72.6	73.8	79.3	
揮 発 生 物 質 Kg/m ³	0.517	0.513	0.494	0.463	0.514	0.436	0.68	0.516					0.806	0.746	0.576	0.551	0.594	
焼却残渣 Kg/Kg	0.183	0.478	0.506	0.537	0.486	0.564	0.32	0.484					0.194	0.254	0.424	0.449	0.406	
発 熱 量 kcal/kgds	2829	2063	2453	1562	2259	2259	2725	2675					3978	3670	3153	2995	3439	元素組成から
	2800	2900	2160	1840	2430	2430	3720	2790					4400	4100	3200	3000	3600	実測値
C (Kg/kgds)	0.253	0.21	0.232	0.19	0.231	0.253	0.285	0.263					0.402	0.368	0.293	0.28	0.335	
H #	0.049	0.038	0.04	0.029	0.037	0.049	0.044	0.0395					0.06	0.056	0.047	0.045	0.043	
S #	0.019	0.025	0.009	0.005	0.016	0.019	0.02	0.01					0.009	0.0114	0.016	0.018	0.016	
N #	0.06	0.02	0.045	0.01	0.03	0.06	0.08	0.031					0.048	0.045	0.048	0.036	0.045	
Cl #	—												0.002	0.002	0.002	0.002	—	
理 論 空 気 量 (Nm ³ /kgds)	2.29	2.23	2.60	1.72	2.43	3.44	2.94	2.85					4.25	3.92	3.34	3.18	3.66	元素組成から
	3.08	3.19	2.38	2.02	2.67	2.65	4.09	3.07					4.84	4.51	3.52	3.30	3.96	ロジンの式から
理 論 排 気 量 (Nm ³ /kgds)	3.40	2.61	2.98	2.05	2.80	3.80	3.42	3.22					4.82	4.45	3.76	3.58	4.05	元素組成から
	3.48	3.59	2.78	2.42	2.07	3.05	4.49	3.47					5.24	4.91	3.92	3.70	4.36	ロジンの式から

Ka 処理場脱水ケーキの有機物

含有率は、昭和56年度平均 33.4 %，脱水ケーキの発熱量 513kcal /kg, Se 処理場の昭和 54 年度の年平均有機物含有率は 72.6%，脱水ケーキの発熱量は 1578kcal /kg, Sa 処理場の昭和54 年度の年平均有機物含有率は 59.7%，発熱量は 1891kcal/kg であって、いずれも都市ゴミ以上の発熱量を持っており、焼却炉での自然は容易である。また図 1.1 の各月平均の汚泥性状が示すように、冬期（12, 1, 2月）の有機物含有率は夏期 7, 8, 9月 に比べ約 10 ～20 % 高くなり、ケーキ含水率は夏期で 45 % 以下と低く、冬期には 50 ～60 % と高くなる。そ

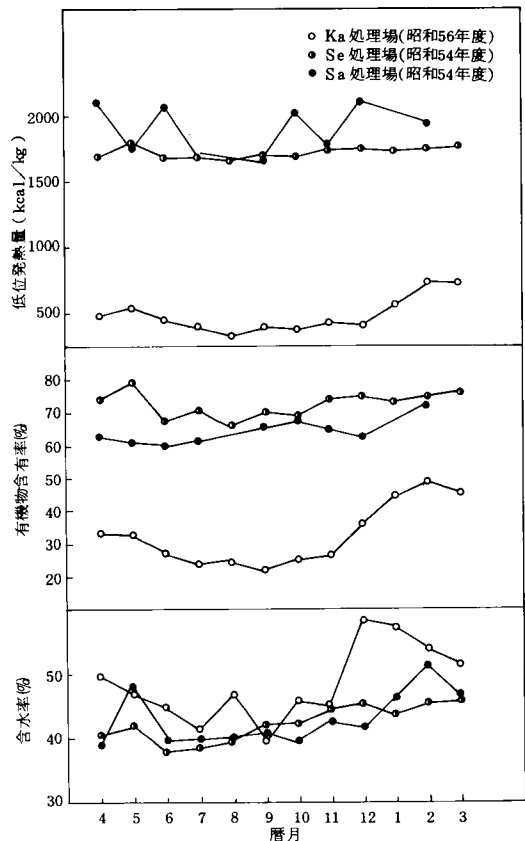


図 1.1 熱処理脱水ケーキの性状変化

のため脱水ケーキの低位発熱量は年間を通して、ほぼ一定となっている。

図 1. 1 に有機物量に対する発熱量の関係を示す。同じ処理場の場合には、有機物量と発熱量とは相対関係がある。薬注汚泥、熱処理汚泥含めて有機物量に対する発熱量は (1-1) 式であらわされる。同様に発熱量に対する理論空気量と理論排ガス量の関係を図 1. 3 に示す。図 1. 2 の有機物量 vs と発熱量の関係は、

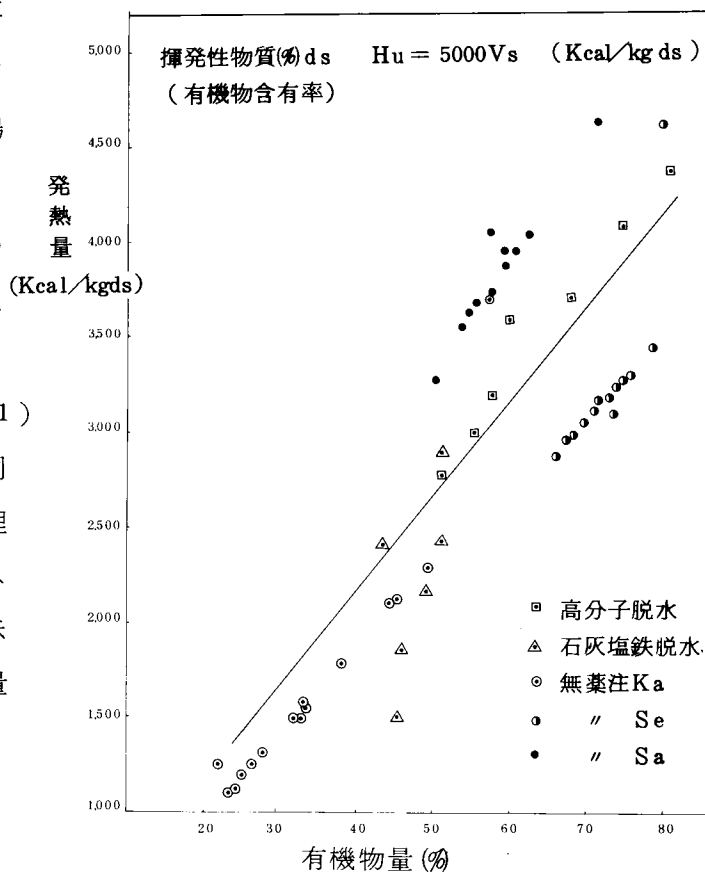


図 1. 2 有機物量と発熱量

$$Hu = 5000 Vs \quad (\text{kcal/kgds}) \quad (1-1)$$

となる。図 1. 3 の発熱量に対する燃料分析結果からもとめた、理論空気量と理論排ガス量はそれぞれ

$$Lav = \frac{1.1 Hu}{1000} - 0.2 \quad (1-2)$$

$$Gav = \frac{1.1 Hu}{1000} + 0.2 \quad (1-3)$$

となる。

ここで Hu ; 汚泥発熱量 Kcal/Kgds
 Vs ; 有機物量 kg/kgds

L_{av} ; 理論空気量 $Nm^3/kgds$

G_{av} ; 理論排ガス量 $Nm^3/kgds$

である。

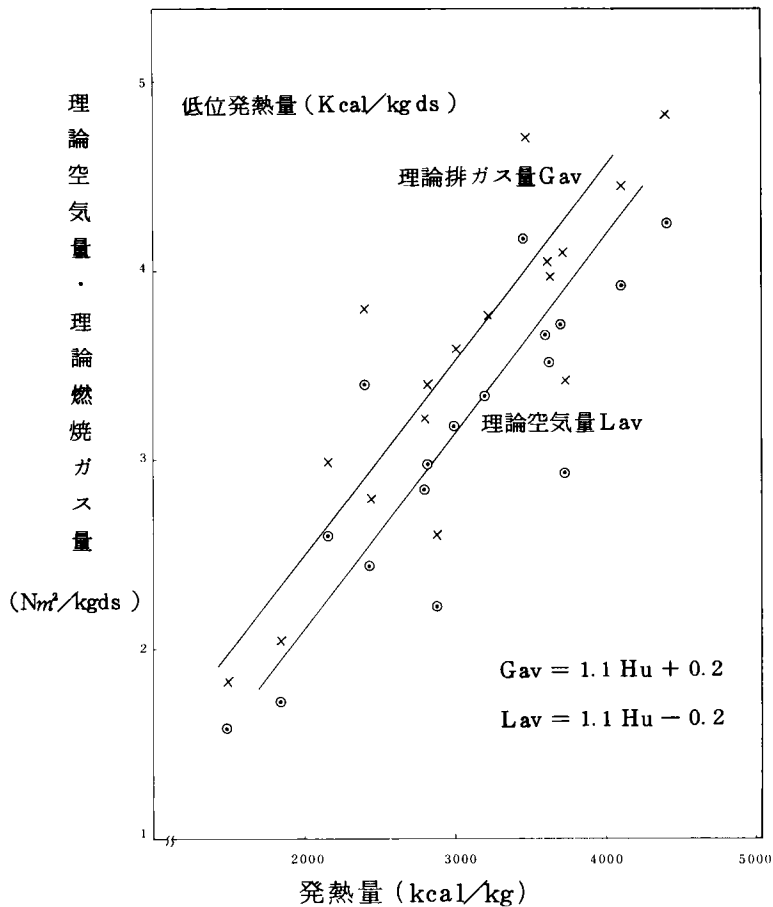


図 1.3 低位発熱量 (実測偏) と理論空気量, 理論排ガス量

第 2 節 噴流式焼却炉による下水汚泥の焼却

2.1 噴流式汚泥焼却システムの概要

噴流式汚泥焼却システムは、基本的には脱水ケーキを乾燥解砕する予備処理工程と乾燥解砕された汚泥粒子群を焼却させる焼却処理工程からなっている。本システムの中心を構成している噴流式汚泥焼却炉は、従来からある流動層の概念に、化学工業の分野でも比較的新しい技術の一つとして扱われている、Spouted bed の概念を付加して、開発した装置である。すなわち、本

装置は炉内に、供給汚泥のみからなる循環型流動層を形成させて、乾燥及び焼却を行う堅型焼却炉である。図 1. 4 に噴流層（循環型流動層）と従来からある流動層及び Spouted bed について、燃焼状態の相違を示す。流動層の場合には、個々の固体粒子群は比較的狭い行動範囲内で、気流中に流動浮遊して熱の授受や反応にあずかる。従ってこの場合、安定した流動層を形成させることが極めて重要となり、とくに汚泥のような魁状物質を取り扱う場合には必然的に、流動媒体を必要とすることになる。いずれにしても流動層方式の場合には、層の密度は比較的高

表 1. 2 熱処理汚泥の焼料分析結果⁽¹⁾

処 理 場		Ka	Se	Sa	D	備 考
項 目	単 位					
反応温度	℃	165	160	160	200	
吹き込み 空気量	Nm ³ / m ³ 汚泥	20	13	13	—	
反応時間	min	60	60	60	60	
ケーキ含水率	%	55.7	43.8±5.5	39.8±4.0	53.8	
強熱減量	ds%	32	78.5±2.5	57.1±1.2	54.8	
発熱量	kcal/kgds	1500	3464±450	3700±120	3630	
"	kcal/kgvs	4687	4413	6480	6624	
脱水ケーキ 発熱量	kcal/kg	5403	1684	1988	1354	
灰 分	ds%	68	21.5	42.9	45.2	
炭 素	"%	14.4	40.5±1.2	33.3±1.2	29.3	
水 素	"%	2.6	5.7±1.9	4.6±1.2	5.6	
窒 素	"%	1.8	2.9±0.3	3.0±0.4	1.3	
酸 素	"%	12.5	29.3±1.7	15.1±2.2	18	
硫 黄	"%	0.64	0.68±0.13	0.79±0.4	0.6	
塩 素	"%	0.07	—	0.1以下	—	
理論空気量	Nm ³ /kgds	1.58	4.17	3.71	3.52	元素組成から
		1.65	3.81	4.07	3.99	ロジンの式から
理論排ガス量	Nm ³ /kgds	1.83	4.71	4.10	3.97	元素組成から
		2.05	4.21	4.47	4.39	ロジンの式から
発 熱 量	kcal/kgds	1483	3888	3504	3360	元素組成から

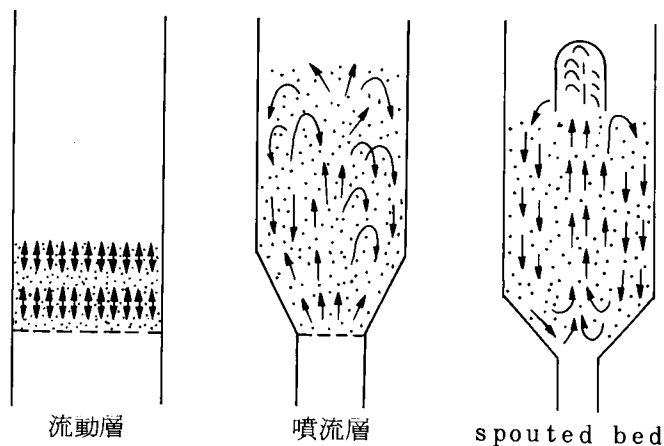


図 1.4 流動層、噴流層及び Spouted bed の状態

くなり操作上種々の不都合を生じる可能性が強い。例えば、クリンカ発生の

頻度が高く、安定処理上問題があると考えられる。Spouted bed方式の場合には、流動層方式に比べて操作的に容易と考えられるが、図1.4にみられるように、層下部のオリフィスを通じて吹き込まれる空気によって強制循環流が生じ、中央部は上昇流となり側部は下降流となっており、個々の粒子は前記のような流動状態を保つというよりは、むしろ全体として循環流を形成する。

従って、側部の下部にみられるような密なゾーンが生じ、汚泥の焼却にこの方式を採用すると局部的にクリンカが発生しやすい条件を与えることになり、致命的な欠陥となる。さらに底部がオリフィスによって構成されているから、混入する巨大粒子の自然落下の頻度も高くなり未燃損失の増大にもつながることになる。

噴流層方式の場合には、汚泥粒子の粒度分布がある程度広くても安定した循環型流動層の形成が可能で、前記の2方式のそれぞれの長所を合理的に組み合わせた方式といえよう。従って、性格的には両者の中間に位置するもので、端的に表現すれば、噴流式汚泥焼却炉は逆円錐状の構造をもつ炉底部に火格子を設け、ここに前記の噴流層を形成させた炉といえよう。

図1.5に富士フィルムに納入した40T/日の噴流式焼却システムフローシートを示す。

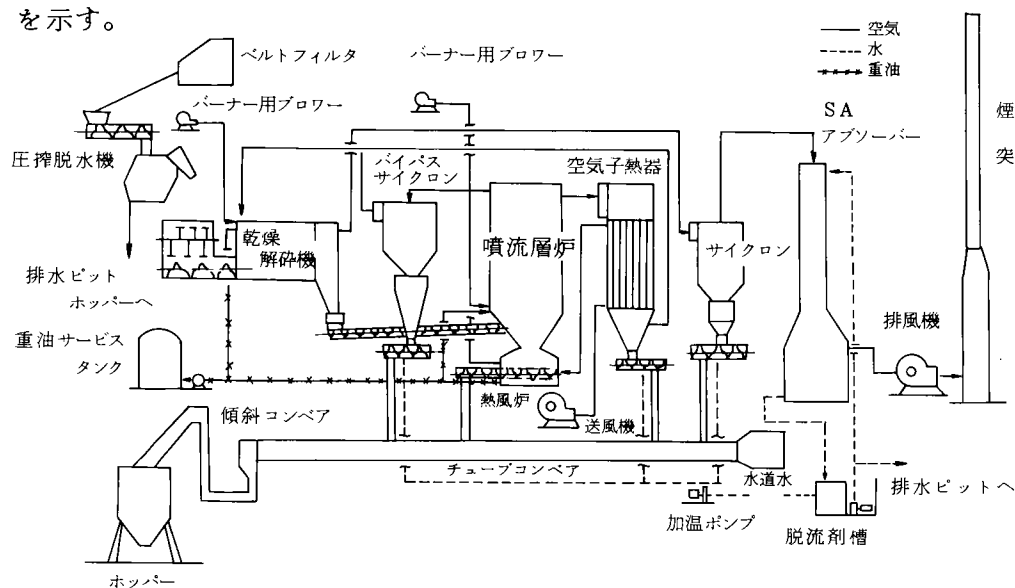


図1.5 40t/日噴式汚泥焼却システムフローシート

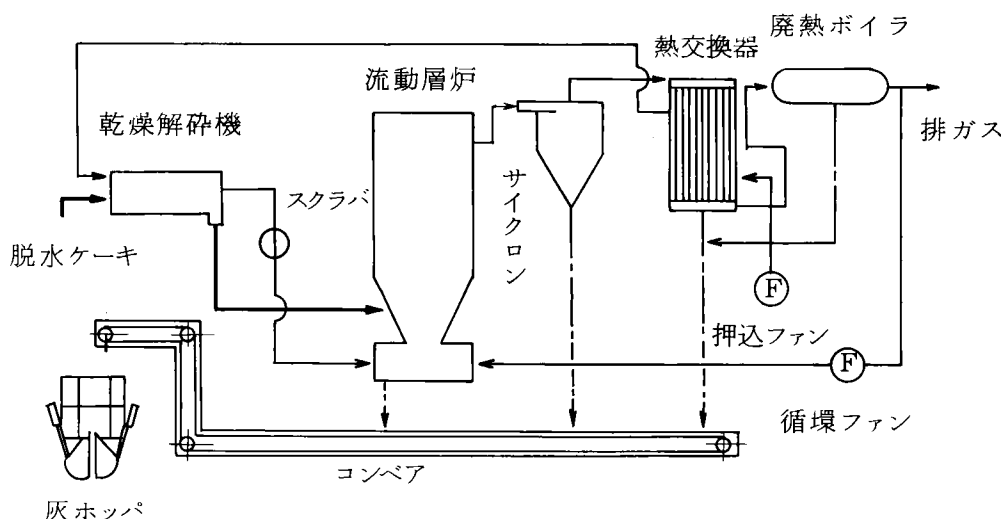


図 1. 6 廃熱ボイラ付き噴流式汚泥焼却システムフローシート

表 1. 3 テスト用プラントの仕様

項 目	仕 様	備 考
焼却炉本体	φ735×3700H	1 基
助燃用バーナ	3～5 ℓ/h	〃
ターボブロワ	16 Nm ³ /min, 600 mmAq, 2.2 kW	〃
コンプレッサ	450 ℓ/min, 10kg/cm ² , 2.2 kW	〃
給泥装置	200V, 0.75 kW	〃
空気予熱装置	多管式 伝熱面積 8 m ²	〃
サイクロン	接線流入式φ370×h1010	〃
乾燥解砕装置	容積 0.26m ³	〃
誘引ブロワ	15.8 m ³ /min, 150 mmAq, 3.7 kW	〃
制御装置	ガス流量計 圧力計 温度計 等	1 式

つぎにこのフローシートによって、本システムの概要を説明する。ベルトフィルターや圧搾脱水機などの機械脱水機で濃縮脱水されたケーキは、予備処理用乾燥解砕装置のホッパーに搬入され、スクリーコンベヤーにて定量的に同装置内に供給される。なお、機械脱水機については、汚泥の性質や排出状況に応じて適宜選定すればよく、固定的に考える必要はない。

さて、乾燥解砕装置内に供給された粘着性含水率の塊状汚泥は、空気予熱器（熱交換装置）を経て導入された噴流式焼却炉の燃焼廃ガスの顕熱によってしだいに乾燥解砕され、噴流床形成条件を具備したものとなる。この乾燥解砕汚泥はロータリーバルブおよびスクリーコンベヤーなどを経由して噴流式汚泥焼却炉に供給される。炉底部には前述の火格子状の支持板があり、下部の熱風炉から、空気予熱器で予熱された熱風が炉内に吹き上げられ、汚泥粒子群はおのずから噴流床を形成し、熱風、炉壁および助熱用バーナーからの熱によって乾燥、燃焼を完結する。燃焼廃ガスは微細化された灰分とともに炉上部より空気予熱器に移行し、ここで熱の一部をブローアからの燃焼用新鮮空気の予熱に消費したのち、乾燥解砕装置に導かれ、湿潤汚泥（脱水ケーキ）の乾燥用熱源として用いられた後、サイクロンで灰分が除去回収される。灰分除去後の廃ガスはスクラバーにて水または、アルカリ液による洗浄を受け、排風機によって大気中に放散される。

一方、サイクロンで捕集された灰分は密閉式のコンベヤーで運び出すが、灰の再飛散を防止するために水分による調整を行なう。また、焼却炉自体は負圧状態で運転されるので、粉塵飛散のおそれはない。なお、図 1.5 のフローシートにはバイパスサイクロンを設けているが、通常これは不要である。

図 1.6 は熱処理汚泥の脱水ケーキを対象とした廃熱ボイラ付きの本システムのフローシートである。熱処理汚泥の場合脱水ケーキの含水率が 55% 以下と低いため、乾燥解砕機は乾燥よりも解砕の機能が中心となる。また、乾燥解砕機の排ガスは臭気が強いので、噴流炉で焼却処理される。炉からの排ガスは 900℃ 以上と高いので熱回収の障害になるダストをサイクロンで除去後、廃熱ボイラーで熱を回収する。排ガス処理はアルカリ液による洗浄後湿式の電気集塵機と白煙防止機を通して大気へ放出される。表 1.3 に今回実施したテストプラントの主仕様を示す。

2.2 乾燥解砕機の機能と装置特性

噴流式焼却システムに用いる乾燥解砕機は、汚泥の乾燥と解砕整形との2つの機能を持っている。熱処理汚泥の場合、脱水ケーキの含水率40～50%と低いので、乾燥の機能よりも、焼却炉内で安定した流動層を形成するための脱水ケーキを解砕しペレット化する機能が重要となる。

図1.7に乾燥解砕機の組立図を示す。この原理は、回転乾燥機内にドラ

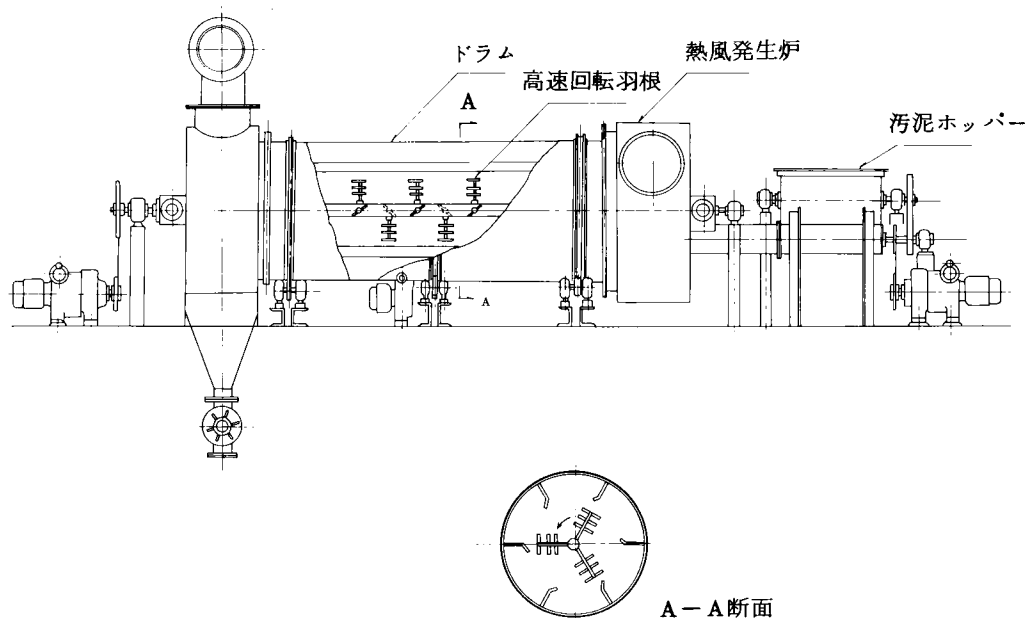


図 1.7 回 転 乾 燥 機

ムと同方向に高速に回転する攪拌羽根を設け、この攪拌羽根に角度をもたすことにより、汚泥を入口から出口へと移送させる。乾燥用の熱源は、プラントに組み入れる時には、焼却炉からの排熱(400～500℃)を用いるが、今回は乾燥機の単独解析のため、乾燥機入口での直火方式とした。特性値としては、実測により得られる乾燥解砕機内の滞留時間(T)、解砕汚泥粒子径(Dp)および蒸発水分量(Hw)、計算より得られる総括熱量係数(ha)および保有率(Xo)をとりあげ、それぞれについて分散分析を行った⁽¹⁰⁾。対象汚泥はし尿消化汚泥である。

表 1. 4 に実験計画法に基づいて実施したテストの結果を示す。この時の各負荷は表 1. 5 のようになる。

表 1. 4 乾燥解砕実験データー

実験番号	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6	S-7	S-8	S-9	S-10	S-11	S-12	S-13	S-14	S-15	S-16	S-17	S-18
フィーダ目盛	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2
ドラム回転数(r.p.m)	17	17	17	15	15	15	8.2	8.2	8.2	17	17	17	15	15	15	8.2	8.2	8.2
アンテナ回転数(r.p.m)	445	380	270	445	380	270	445	350	270	445	380	270	445	380	270	445	380	270
処理量 Kg/hr																		
湿物基準	139.2	138.6	167.7	130.9	140.4	131.2	114.3	131.2	152.0	83.2	83.9	89.2	78.5	86.7	82.0	104	107	122
乾物 "	45.7	44.9	52.0	42.8	44.7	43.6	36.4	41.2	48.2	26.5	26.7	27.3	26.3	28.9	27.1	27.4	28.8	30.8
水分 "	93.5	93.7	115.9	88.1	95.8	87.6	77.9	90.0	103.8	56.7	57.2	61.9	52.2	57.8	54.9	76.6	77.7	91.2
重油消費量 Kg/hr	2.84	3.18	2.64	2.96	3.18	2.64	6.33	6.33	6.33	2.64	2.44	2.44	2.96	2.96	2.95	8.91	8.97	14.7
(Kg/Kg・da)	0.063	0.071	0.051	0.070	0.071	0.061	0.175	0.154	0.132	0.100	0.093	0.087	0.113	0.102	0.110	0.328	0.319	0.478
ガス温度 入口℃	223	246	214	233	246	208	462	465	473	211	195	194	234	234	277	661	660	1094
" 出口 "	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80
汚泥温度入口℃	33	37	35	31	37	35	35	35	35	35	35	35	31	31	35	33	34	35
" 出口 "	62	64	70	61	65	64	64	64	68	55	60	66	58	61	68	63	68	70
平均温度差℃	7.25	7.46	5.86	7.68	7.33	6.68	12.3	12.6	11.8	7.73	6.70	5.94	8.10	7.77	6.56	17.0	15.5	22.5
汚泥含水率 入口%	67.1	67.6	69.0	67.3	68.2	66.8	68.2	68.6	68.3	68.2	68.2	69.4	66.5	66.7	67.0	73.7	72.9	74.7
" 出口%	57.5	58.3	57.8	55.8	58.2	55.7	55.7	57.2	55.6	44.8	47.6	50.1	39.0	43.9	46.4	52.3	54.4	58.8
蒸発水分量 Kg/hr	27.1	30.9	44.6	34.2	33.5	32.8	31.7	44.6	42.8	35.2	33.2	34.5	35.4	36.8	31.4	46.2	42.9	46.9
ha (kcal/hr・℃)	84.5	98.1	123.0	99.2	102.0	108.9	55.7	60.7	80.4	9.38	10.40	12.38	9.12	9.57	10.20	5.74	5.92	4.51
熱回収効率%	48	51	88	61	55	65	26	29	35	71	72	74	63	62	55	27	25	17
乾燥時間(min)	14	15	15	15	15	15	15	15	15	16	16	16	16	16	16	16	16	15
熱風量入口℃	514	519	504	519	517	519	514	511	501	515	520	518	516	517	519	471	495	482
" 出口 "	666	665	651	666	663	665	661	657	647	663	667	665	662	663	665	638	642	128
保有率%	160	106	266	85	92	134	212	158	208	159	125	185	81	99	119	22.7	14.5	29.3
熱損失%	8.0	7.3	9.0	7.9	7.5	9.0	3.7	3.7	3.7	8.9	9.7	9.8	7.8	7.9	8.3	2.6	2.6	2.6
炉内負荷	474	472	572	446	478	447	390	447	518	283	286	304	267	295	279	354	363	415
粒子径(min)	3.7	3.1	4.4	2.3	3.1	4.2	2.8	2.7	4.5	1.9	2.8	4.4	2.1	2.7	3.9	2.5	3.6	6.5
滞留時間(min)	4.2	2.8	4.7	2.4	2.4	4.2	6.8	4.5	5.0	7.2	4.0	7.0	3.8	4.2	5.3	8.0	5.0	9.0
アンテナ衝突回数/min	7.14	4.76	7.99	3.60	3.60	5.30	5.57	3.69	4.10	1.22	5.80	1.39	5.70	6.30	5.70	6.55	4.10	7.38

表 1. 5 実験負荷

フィーダ目盛	1	1/2
処理ケーキ量 Kg/hr	138.4±14.1	95.8±15.7
乾物 "	44.4±4.1	28.1±1.5
水分量 "	94.0±10.2	62.8±2.3
容積負荷 Kg/m ³ hr		
ケーキ "	471.6	325.4
乾物 "	151.3	95.7
面積負荷 Kg/m ² hr		
ケーキ "	390.3	616.3
乾物 "	285.6	100.7

2.2.1 滞留時間T

滞留時間に影響する因子として汚泥の投入量（フィーダー，目盛L），ドラム回転数M，アンテナ回転数（N）であるが，特に汚泥の投入量による影響が大きい。いずれの場合も交互作用はみられなかった。図1.8にアンテナ回転数と滞留時間の関係を示す。

2.2.2 乾燥汚泥粒子径Dp

粒子径に影響する主効果は，アンターの回転数（N）で，最小粒子径を得るには，アンテナを445 rpmにすればよい。この関係を図1.9に示す。

これよりドラム回転数は，処理量の多い時にはあまり影響しないが，処理量が少なくなると影響がでてくる。またアンテナの効果は回転数380 rpm以上あればほぼ同じ程度の粒子径を得ることができる。

2.2.3 蒸発水分量

外部から与える熱量を一定とすれば装置特性を把握するものとしては，蒸発水分量がある。分散分析の結果蒸発水分量に影響する因子としては，ドラム回転数である。これは図1.10でみると，アンテナの主効果は顕著でなく，ドラム

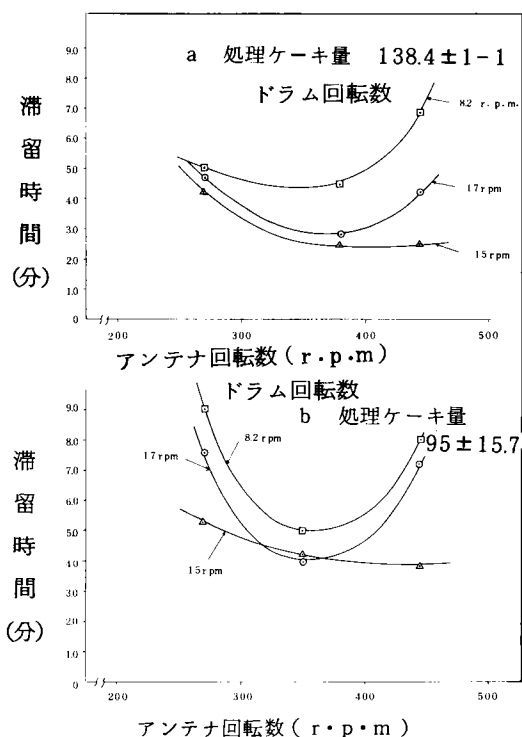


図 1.8 滞 留 時 間 T

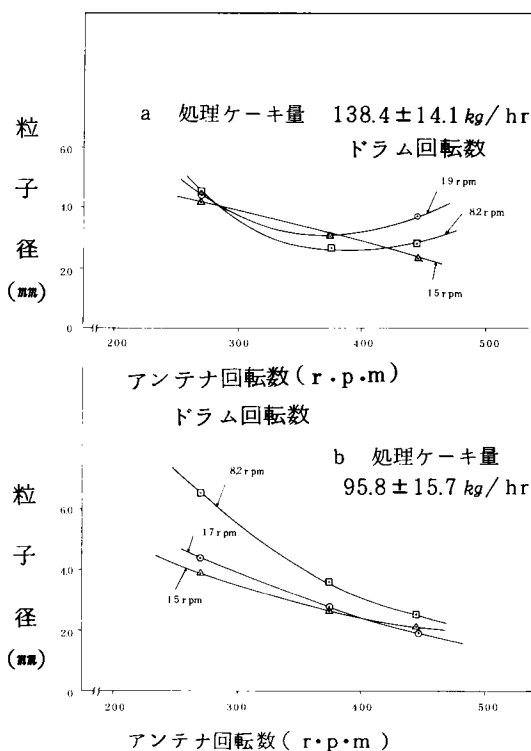


図 1.9 粒 子 径 Dr

回転数は少ない方が蒸発水分量は多い。これは、汚泥の滞留時間が大きくなったことに起因するものと考えられる。しかし、実験データーをみるとフィダー1/1で回転数8.2rpmの時は、入口含水率が他の実験よりも高くまた1/2で回転数8.2rpmの時は、重油消費量が他の場合よりも多く、いずれも水分蒸発には他の実験より良い条件であった。しかし、ドラムの回転数が小さくなるほど蒸発量は大きくなっている所から考えて、ドラムの効果が大きいと考えられる。

2.2.4 総括熱容量係数 h_a

乾燥機の効率を比較するのに総括熱容量係数が用いられる。この実験では、重油バーナーの直火運転であるため入口熱風温度を正確に測定できない。そこで、入口温度は熱収支計算により求めた。計算で求めた h_a を特性値として分散分析を行った。これによると h_a にはドラム回転数が最も大きく影響しており、ドラム回転数を大きくすれば（アンテナにぶつかる回転数を増加させる）、 h_a は大きくなる

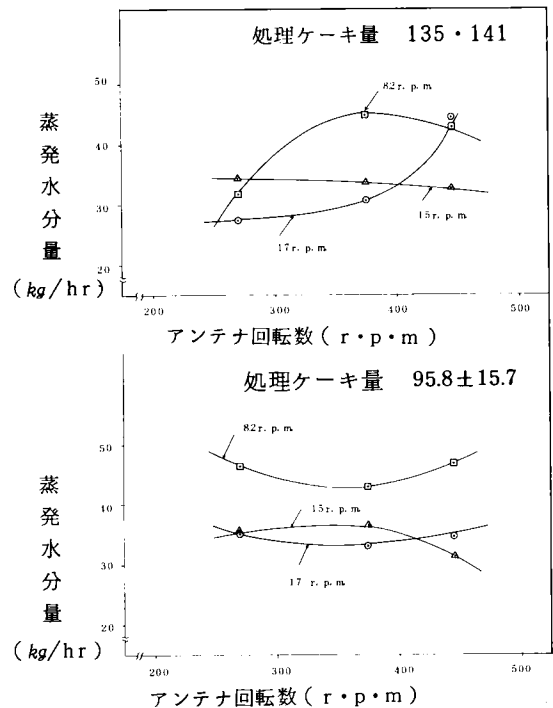


図 1.10 蒸発水分量 H_w

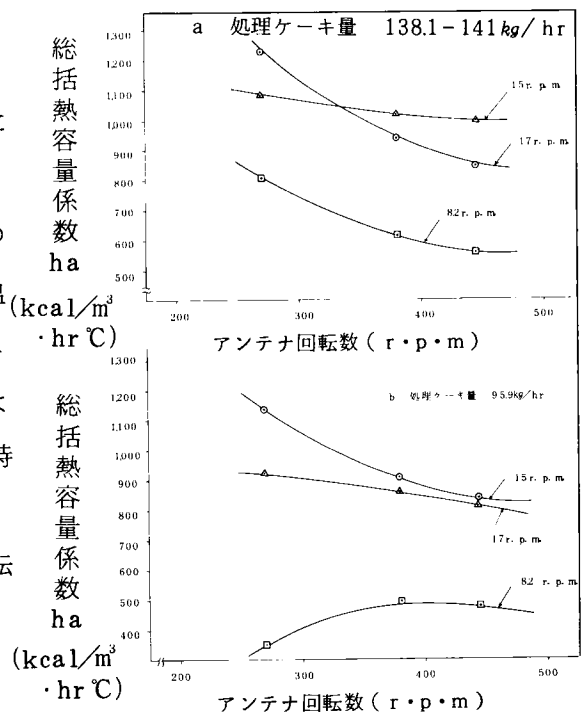


図 1.11 熱容量係数 h_a

という結果を示している。図 1.

11 は、アンテナの回転数が小さいほど h_a は大きくなる傾向にあることを示している。この物理的な現象を考えると、ドラムの回転数増加でアンテナに当たる回数をふやし、アンテナの回転を小さくすることにより滞留時間を増加させるのが最も h_a を大きくする条件と考えられる。

2.2.5 保有率 (X_o)

回転乾燥機のスケールアップ因子として保有率 X_o がある。今回の実験では、処理量変動が小さかったため X_o に影響するのはドラムとアンテナの回転数であり、特にドラムの回転数による効果大きい。これを図 1.12 でみるとドラム回転数を小さくすると汚泥の滞留時間が大となり、保有率は大きくなる。保有率を大きくすることにより、処理量を増加させることができるが、解砕能力が低下し、汚泥粒子径が大となり、乾燥効率は低下する。

2.2.6 熱処理汚泥の乾燥結果

図 1.13 に各種汚泥の乾燥解砕機出口の含水率と平均粒子径との関係を

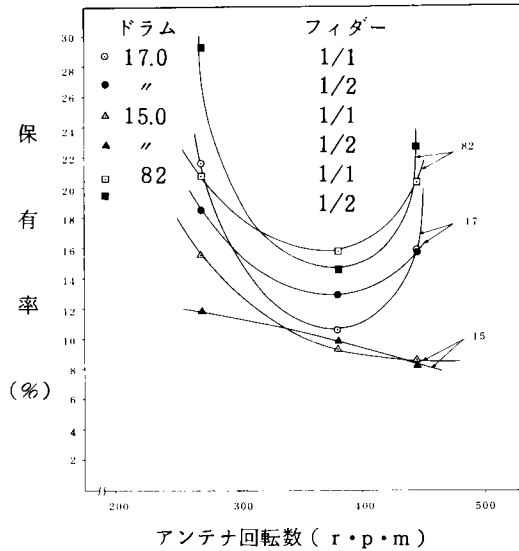


図 1.12 アンテナ回転数一保有率

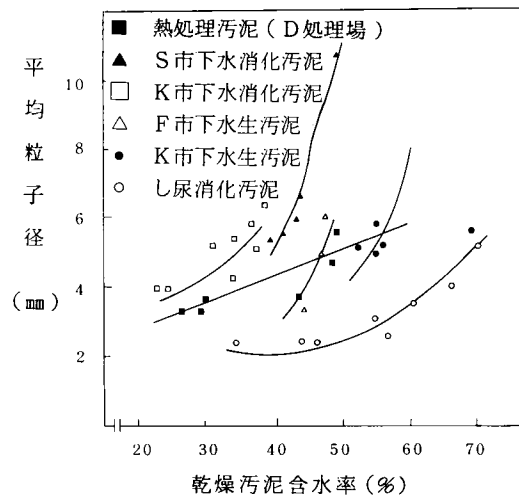


図 1.13 乾燥解砕機出口の汚泥含水率と平均粒子径との関係

示す。し尿消化汚泥は比較的高含水率でもペレット化が可能であり、次に熱処理汚泥がペレット化しやすい（含水率が変化しても粒径の変化は比較的少ない）。この時の高温熱処理汚泥（D処理場）についての実験結果を表1.6に示す。熱処理汚泥の場合、フィルタープレスで50%程度に

表 1.6 乾燥解砕機運転データ

実験番号	単位	F-1	F-2	F-3	F-4	F-5
汚泥処理量	湿物	Kg/h	48	114	227	298
	乾物	Kg/h	24	58	116	154
	水分	Kg/h	24	56	111	144
灯油消費量	Kg/h	0	0	11.5	10.8	9.9
汚泥入口含水率	%	49.0	49.0	49.1	48.2	48.2
“ 出口 “	%	49.0	49.0	25.0	29.4	30.0
熱風量入口	Nm ³ /h	0	0	638	555	600
“ 出口 “	Nm ³ /h	0	0	727	654	694
ガス温度入口	℃	—	—	440	500	420
“ 出口 “	℃	—	—	165	145	150
対数平均温度	℃	—	—	224	222	202
蒸発水分量	Kg/h	—	—	71.5	79.3	75.4
総括熱容量係数	kcal/m ³ h℃	—	—	332	379	397
平均粒子径	mm	4.6	5.6	3.4	3.4	3.7

（D処理場の高温熱処理汚泥による）

まで脱水していれば、乾燥解砕機を通すだけで、平均粒子径を5～6mmにペレット化することができる。さらに乾燥解砕機に熱風を通すと、ケーキ含水率は30%程度にまで乾燥され、平均粒子径3.4～3.7mmと小さくなりより安定した流動層の形成が可能となる。

熱処理汚泥の焼却では、炉でできるだけ多くの熱を蒸気として回収する必要がある。そのため、炉の安定運転と、蒸気回収を考慮して前段の乾燥解砕機に熱風を通すこととする。この乾燥解砕は回転ドラムの中に解砕羽根のついた攪拌羽根で汚泥をかき上げるため、総括熱容量係数は300～400 kcal

$\text{Nm}^3/\text{h} \cdot ^\circ\text{C}$ と大きくとることができる。

2.3. 噴流式炉の機能および装置特性

噴流式汚泥焼却炉は、前述のように、従来の流動層の概念に Spouted bed の概念を付加して新規に開発した装置であって、流動層のもつ一般特徴を汚泥の乾燥、燃焼に合理的に適用せしめたものである。通常、広い粒度分布や粘着性をもつ粒子群を安定した流動状態に導くためには、砂などの流動媒体が必要であるが、噴流式汚泥焼却炉の場合には、後述の安定噴流化流速 V_m を与えることによって、汚泥粒子群のみで容易に噴流状態を得ることができる。とくに、本方式の場合の吹き込み空気量の決定は、燃焼または乾燥基準のみで決定するのではなく、汚泥粒子の安定噴流化流速を考慮して定める必要がある。

図 1.14 は、このような見地から実施した透明塩ビ製装置による噴流化実験の結果を示したものである。実験装置の大きさは内径 $535\text{mm}\phi$ 、高さ $2,000\text{mm}$ の円筒でその下部がコニカル状になった装置であって、コニカル底部の直径は $200\text{mm}\phi$ である。なお、この実験結果は、平均含水率 60% 、粒子径が最大 10mm 、平均 3mm のし尿消化汚泥を用いた場合のものである。参考までにこの粒度分布を図 1.15 に示す。同様に噴流化流速と圧力・損失の関係を図 1.16 に示す。このように安定した噴流化に必要な空気量即ち、空気流速は同じ汚泥粒子を用いても、その滞留量が増えるにつれて増大することがわかる。

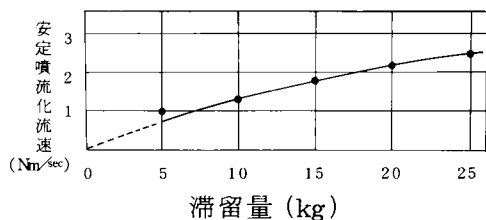


図 1.14 噴流化流速と
汚泥滞留量の関係

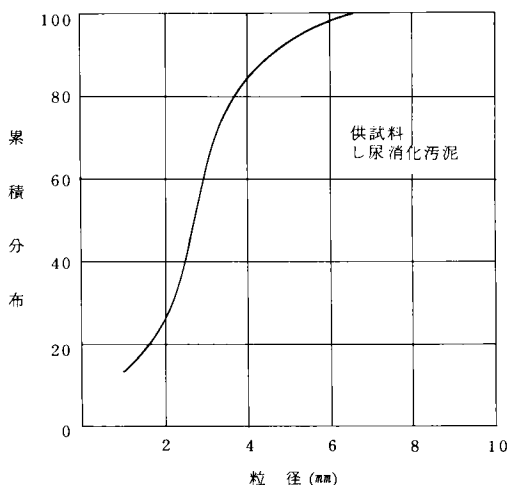


図 1.15 粒度分布

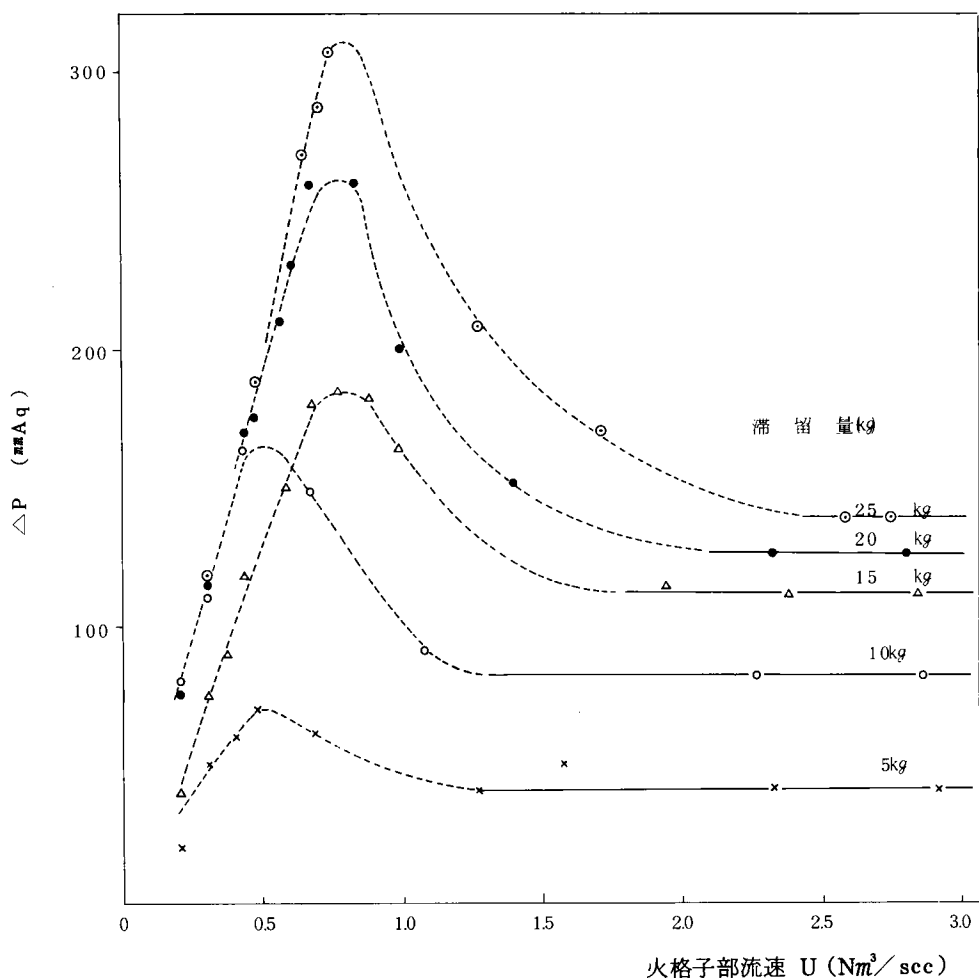


図 1. 1 6 噴流化流速と圧力損失

図 1.17 は、汚泥滞留量とこれら粒子層による安定噴流化域における圧力損失の関係を示したものである。また同図に滞留量と静止時の層高さ H_0 の関係を併せて示した。

以上の結果からベンチスケールプラントの炉底部における噴流化条件およびその状況を一応推定することができた。H. A. Becker⁽⁹⁾は穀類を用いての実験で噴流化流速 U_m と流動開始速度 U_{mf} との間に、次の関係のあることをみつけている。

$$U_m = 1.25 U_{mf} \quad (1-4)$$

しかしながら、我々の実験の結果によると図 1.14 に示したように安定噴流

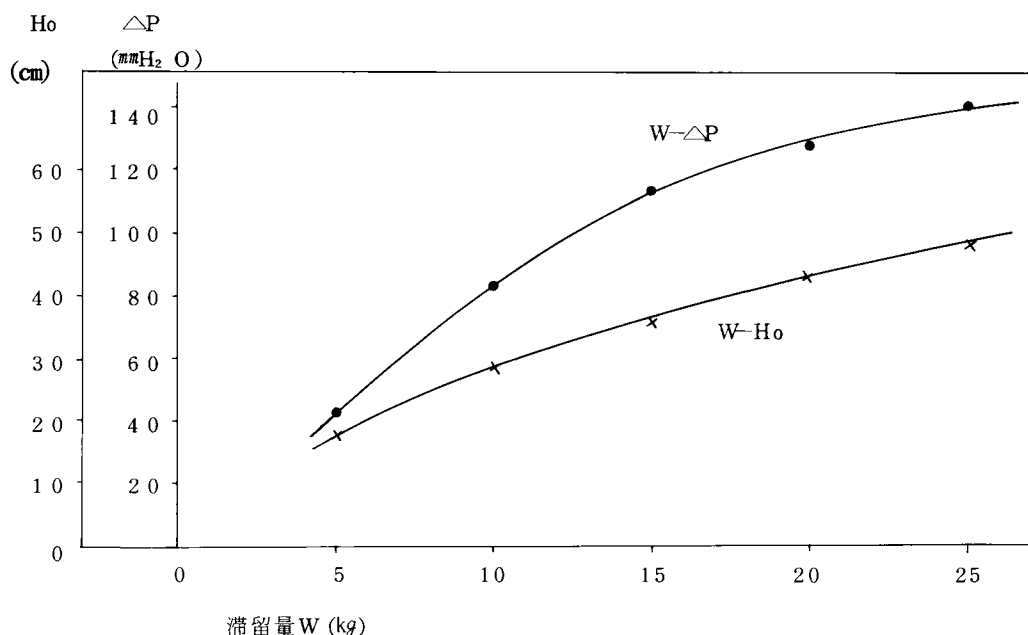


図 1.17 安定噴流化域における滞留量と
圧力損失およびベッド高さの関係

化流速は，滞留量と関係があり一概に (1-4) 式を適用することはできない。
図 1.14 の関係は，M. A. Malels 等が報告しているような，次式の型で整理
されるものとする⁽¹⁰⁾。即ち，M. A. Malels 等は，

$$V_m = \left(\frac{dp}{Dc} \right) \left(\frac{Dt}{Dc} \right)^{1/3} \left[ZgHo \left(\frac{\rho_s - \rho_t}{\rho_t} \right) \right]^{1/2} \quad (1-5)$$

穀類について (1-5) 式を与えているが，これを簡略化すると

$$V_m = IK \sqrt{Ho} \quad (1-6)$$

が得られる。ここで $Ho = f(W)$ である。

従って，(1-6) 式では，

$$V_m = IK \sqrt{f(W)} \quad (1-7)$$

の型で整理できるわけであるが，詳細な解析は今後にゆずるとして，とりあ
えず図 1.14 より実験式を求めた。これを次に示す。

$$V_m = 0.44 \sqrt{W} \quad (1-8)$$

今回おこなった一連の噴流化実験は、回分法でおこなったが前述の滞留量 W は実際処理の場合、次式の関係で滞留時間に直接関係する重要な性質を有している。即ち、滞留時間 θ_t は

$$\theta_t = \frac{W}{L} \quad (1-9)$$

であらわされる。ここで L は、時間当たりの処理量である。

従って、実験的に各 L における W を測定すれば θ_t が求まることになる。滞留量 W の場合の最低必要な安定噴流化流速は (1-8) 式より推定できる。また、この W の測定は実際には困難であるので 図 1.15 の $W-\Delta p$ 線より求めた実験式 (1-10) で一応の推定ができる。

$$W = \Delta p^2 / 768 \quad (1-10)$$

実際の処理にあたっては、この安定噴流化流速 V_m を得るに必要な空気量 A と燃焼用理論空気量 B との間に $A \leq (1 + \alpha) B$ なる関係のあることが望ましい。ここで α は過剰空気率を示している。

図 1.18 はし尿消化汚泥を用いて行ったモデルプラントにおける処理量と汚泥含水率の関係を示したものである。

これより、乾燥解砕処理と焼却処理の組み合わせに最適条件の存在すること、すなわち、システムの最適化が可能であることがわかる。このことは、処理せんとする汚泥に対して、乾燥解砕装置ならびに焼却炉本体について、それぞれ装置特性を解明しておけば、合理的なシステム設計が可能となることを示している。基本的には、前者については熱容量係数 h_a と乾燥汚泥の粒

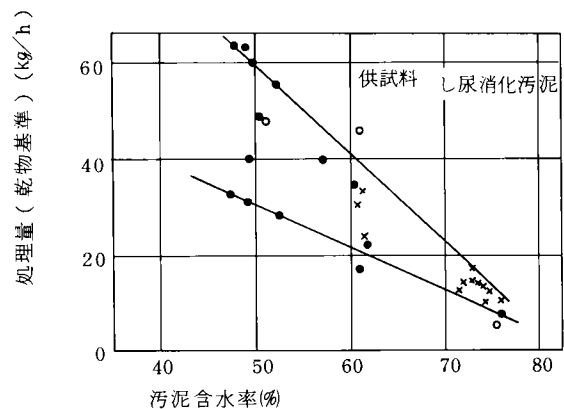


図 1.18 処理量と含水率の関係

度分布を，また，後者については，熱容量係数 h_a と燃焼室負荷 U を決定すれば，装置を含むシステムを設計することができる。

図 1.19 は，モデルプラントで含水率 60% のし尿消化汚泥を 80kg/hr の負荷で処理したときの炉壁温度分布の経時変化を示したものである。供試汚泥の性状を表 1.7 に，運転結果を表 1.8 に示す。

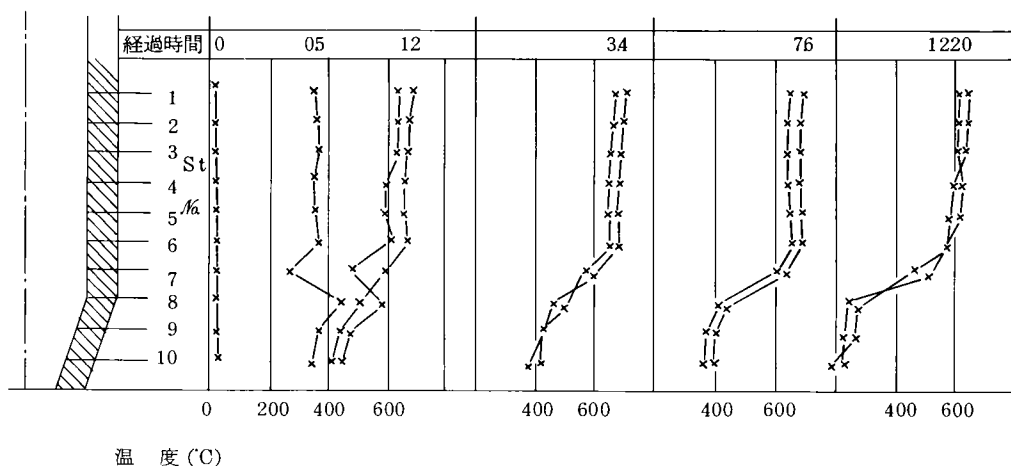


図 1.19 炉壁温度分布の経時変化

表 1.7 供試汚泥の性状

単位：%いずれも乾物基準

	C	H	S	N	O	Ash	Hu (kcal/Kg)
し尿消化汚泥	31.1	4.20	1.00	1.70	23.5	38.5	2,900

とくに炉本体については，図 1.19 に示した炉壁温度分布をもとに，炉内における処理機構を推定し，下部低温部を恒率乾燥ゾーン，遷移中温部を減率乾燥ゾーン，さらに上部高温部を燃焼ゾーンとして解析し，炉本体の装置特性を解明した。現在，各種の処理実験に用いているモデルプランの乾燥解砕装置の熱容量係数 h_a は $500\sim 700\text{kcal/m}^3\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ であり，炉本体乾燥ゾーンの h_a は $1,000\sim 1,500\text{kcal/m}^3\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ ，燃焼室負荷 U は $150,000\sim 250,000\text{kcal/m}^3\cdot\text{hr}$ である。

表 1.8 モデルプランによる運転の結果
(し尿消化汚泥の場合)

投入汚泥量 (Kg/hr)	80	100
乾燥解砕機投入汚泥含水率 (%)	75.0	75.0
焼却炉投入汚泥含水率 (%)	55.0	55.3
処理量 (Kg/hr) 乾物基準 (%)	36.0	44.6
75%含水基準	144.0	178.4
重油消費量 (Kg/hr)	3.33	2.24
吹込熱風温度 (°C)	380~410	380~430
燃焼室温度 (°C)	700~900	740~900
空気率 α	1.7	1.6
炉内圧力損失 (mmH ₂ O) Total	260	270
噴流部	65	75

これより、乾燥解砕装置における乾燥の程度は、噴流化条件を形成せしめるに必要な解砕が行える程度の含水率までの低下にとどめて、残存水分については、炉本体で蒸発乾燥せしめるのが合理的と考えられる。

2.4 熱処理汚泥による焼却実験

表 1.9 に乾燥解砕した熱処理汚泥の焼却結果を示す。この時の温度チャートと、圧力チャートを図 1.20 に示す。熱処理汚泥のためケーキ含水率が低く、補助燃料を全く必要とせず、空気比は 1.1~1.7 であった。

実プラントでは、余剰の熱はボイラで回収するが、テストプラントでは、炉へ水を直接噴霧して炉出温度を、700°C 以下になるようにコントロールした。表 1.10 にサイクロンで補集した灰の分析値を示すが、未燃損失がきわめて微少であることが分かる。また、本方式の場合の大きな特徴の一つに、炉内圧力損失が極めて少ないことがあげられるが、噴流部単独で 50~80mmAq 炉全体として 120~160mmAq となっている。ちなみに砂などの流動媒体を用いる流動床方式の場合では 1000~2500mmAq となっている。一方、流動層内の燃焼室負荷も 200000kcal/m³/h と高負荷運転が可能であった。

表 1.9 噴流式焼却炉での運転結果

実 験 番 号	単 位	1	2	3	4
汚 泥 処 理 量	Kg/h	40.0	80.0	80.0	80.0
固形分(S)	"	27.6	53.6	53.4	64.0
水 分(W)	"	12.4	26.4	26.6	16.0
汚 泥 含 水 率	%	31.0	33.0	33.2	20.0
水 噴 霧 量(W ₀)	Kg/h	50.0	50.0	60	80
灯 油 消 費 量	Kg/h	0.0	0.0	0.0	0.0
吹 込 空 気 量(G)	Nm ³ /h	300	300	300	300
吹 込 熱 風 温 度	°C	390	460	460	490
噴 流 部 温 度	"	800	810	815	860
燃 焼 部 温 度	"	760	805	810	840
炉 上 部 温 度	"	700	780	770	820
炉 出 口 温 度	"	660	720	720	780
排ガス(熱交出口)温度T ₀	"	360	420	420	460
CO ₂	%	9.5	9.5	—	10.0
O ₂	%	9.0	10.0	—	5.5
SO ₂	ppm	150	150	700	1000
NO _x	ppm	100	250	200	250
HCl	ppm	1	0	0	1
NH ₃	ppm	5.0	0	6.0	10.0
HCN	ppm	0	0	0	0
ばいじん量	g/Nm ³	52.7	89.3	89.3	118.5
温 度	°C	350	420	420	460
炉 内 圧 力 損 失	mmAq	100	150	130	130
燃 焼 室 負 荷	kcal/m ² h	119000	232000	231000	311000
過剰空気比(理論値)	—	3.09	1.59	1.60	1.19
(実測値)	—	1.75	1.9	—	1.35
熱 回 収 率 ①	%	37.6	20.1	24.2	27.6
②	%	44.2	27.4	31.5	35.4

$$\text{熱回収率(1)} = \frac{W_0 \times (57.69 + 0.49 \times T_0)}{3630 \times S} = \frac{\text{噴霧水の持ち出す熱}}{\text{汚泥発熱量}}$$

$$\text{熱回収率(2)} = \frac{W_0 \times (57.69 + 0.49 \times T_0) + (G \times 0.35 + W \times 0.49) (T_0 - 300)}{3630 \times S}$$

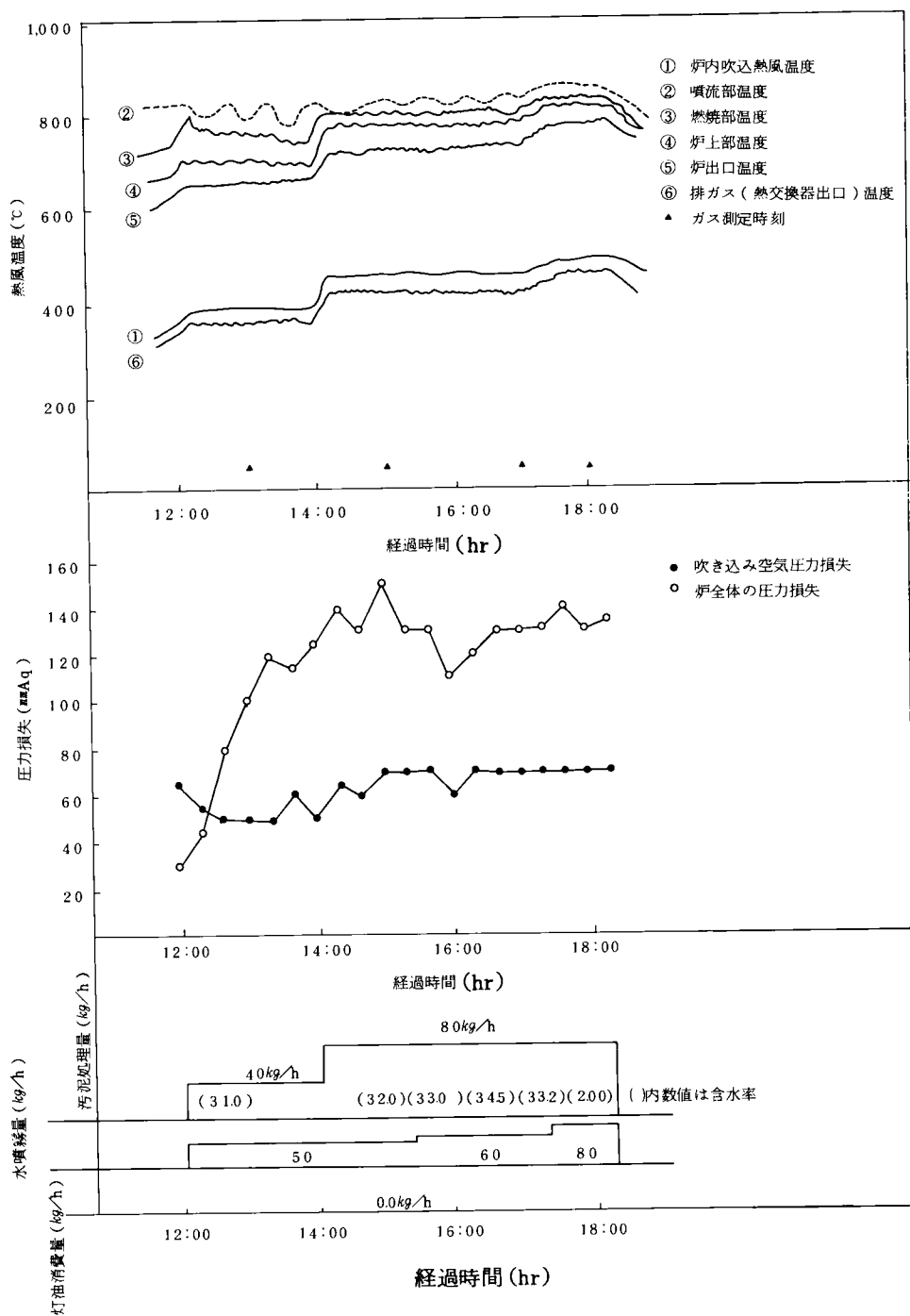


図 1.20 圧力損失経時変動

前述のように熱処理汚泥の場合には、炉は熱が余るため廃熱ボイラで汚泥の燃焼熱を回収する。今回のテストプラントでは、炉に直接水を噴霧することで炉温をコントロールした。そこで、実プラントでの熱回収率を検討するため、汚泥の発熱量に対する炉噴霧水の持ち出す熱により熱回収効率をもとめた。

$$\text{熱回収率①} = \frac{W_o \times (H + C_{pw} \times T_o)}{H_u \times S} \dots\dots\dots (1-11)$$

$$\text{熱回収率②} =$$

$$\frac{W_o \times (H + C_{pw} \times T_o) + (G \times C_{pg} + W \times C_{pw}) (T_o - 300)}{H_u \times S} \dots\dots\dots (1-12)$$

ここで、

W_o : 炉噴霧水量 (kg/h)

W : 汚泥の持ち込み水量 (kg/h)

H : 水の蒸発潜熱 576.9(kcal/kg)

C_{pw} : 飽和水蒸気の比熱 0.49(kcal/kg℃)

H_u : 乾燥固形物の発熱量 3 630(kcal/kg・ds)

S : 炉投入固形物量 (kg/h)

T_o : 熱交換器出口排ガス温度 (℃)

G : 炉吹き込み空気量 (Nm³/h)

C_{pg} : 乾燥空気の比熱 0.35(kcal/Nm³℃)

熱回収率①は今回の実験プラントの値であり、熱回収率②は実プラントを想定し、熱回収量をさらに高くするため排ガス温度を 300℃ にまで下げた時の熱回収率である。この結果、投入汚泥量の少ない実験 1 以外の、実験 2, 3, 4 の結果より (表1. 9), 噴流式汚泥焼却システムでは約 30~35% の熱を、廃熱ボイラを設けることにより蒸気として回収することができることが分かる。

一方、炉出口からの排ガス組成は、表 1. 9 のデータで示したように、空気比が低くなれば、酸素濃度が低下し NH₃ ガスが高くなってくる。また、前段に乾燥機を設けたことにより、排ガス中の NO_x 濃度が 200~250 ppm と低い。

一般の流動媒体を用いた流動層では、NO_x濃度は700～1000ppmであり⁽⁹⁾噴流層炉は下水汚泥の低NO_x炉といえる。SO_xは熱処理汚泥中に石灰が含まれていないため汚泥中に含まれる可燃性Sは全てSO_xとなり、高い値を示す。しかし、SO_xはアルカリ洗浄により容易に除去できるため、NO_xほど問題にならない。下水汚泥を対象とした流動層炉は、都市廃棄物の場合と異なり、焼却灰はほとんどが排ガスとともに炉上部から排出される。そのため、ばいじん量は90～120g/Nm³と非常に高い値となる。このばいじんは、サイクロンとスクラバおよび湿式の電気集じん機で除去することができる。このサイクロン灰の性状と金属分析結果を表1.10、表1.11に示す。流動層炉の場合、完全燃焼しなければ灰として炉から排出されないため、灰中の未燃物はほとんどない。また、炉内では

表 1.1 0 焼 却 灰 の 性 質

800℃以上となるため、
沸点の低い金属は灰として回収はできず、スクラバの水より回収される。

含 水 率 湿物基準 (%)	熱灼減量 乾物基準 (%)	かさ比重 (Kg/m ³)	融 点 (℃)
0.09	0.77	760	1200～1300

表 1.1 1 汚 泥 中 の 金 属 分 析 の 結 果

	単 位	脱 水 ケ ー キ		サイクロン灰	回 収 率 (%) サイクロン灰/脱水ケーキ×100
		乾燥固形物	灰分当たり		
熱灼減量	%	54.8	—	0.77	—
Cd	mg/kg	10.5	23.2	21	99.5%
Cr	"	0.04以下	—	0.04以下	—
CN	"	0.02以下	—	—	—
AS	"	4.37	9.67	1.96	20.3
T-Hg	"	0.80	1.77	0.0005以下	0
Cu	"	380	841	1018	100
Zn	"	2360	5223	5200	99.4
Pb	"	218	482	495	100

第3節 階段式焼却炉による熱処理汚泥の焼却

3.1 階段式汚泥焼却設備の概要

一般に階段式炉は、ごみ等の廃棄物焼却炉として多くの実績を持っているが、下水汚泥のように含水率の高い低カロリの脱水ケーキには適さないといわれていた。しかし階段式炉では、上部に廃熱ボイラを設置し、廃ガスの熱だけでなく炉内の輻射熱をも回収できる。従って、脱水ケーキを蒸気乾燥機によりケーキ含水率 50～60% にまで乾燥させて階段式炉へ投入することにより、省エネルギー形の汚泥焼却システムとして用いることができる。熱処理汚泥では、前章で述べたように脱水ケーキの含水率が 40～50% と低く、また、低位発熱量も 1 500～1 800kcal/kg と都市廃棄物のそれに近く、乾燥機を用いることなく直接階段式炉で燃焼させ、炉上部に設けた廃熱ボイラで余剰な熱を回収することができる。

そこで、今回、Sa 処理場に 1 m³/h の低温加圧熱処理プラントと階段式炉と組み合わせたテストプラントを設置して焼却実験を行った¹⁰⁾。図 1.2 1 に焼却設備のフローシートを、また、表 1.1 2 に焼却設備の概略仕様を示す。脱水ケーキは脱水ケーキバ

ンカから定量フィダにより解砕されながら炉上部の小出しホッパに投入され、プッシャにより、炉の上部ストーカに送り込まれる。炉では、脱水ケーキは燃焼排ガスと炉壁からの輻射熱により、乾燥、着火燃焼の工程をストーカに送られながら行い、炉の出口へと移送さ

れ灰化する。炉内での汚泥の滞留時間は 20～30 分であり、上段に乾燥ゾーンを設けるため、低空気比で汚泥の燃焼が可能となる。焼却灰は、炉出口にて

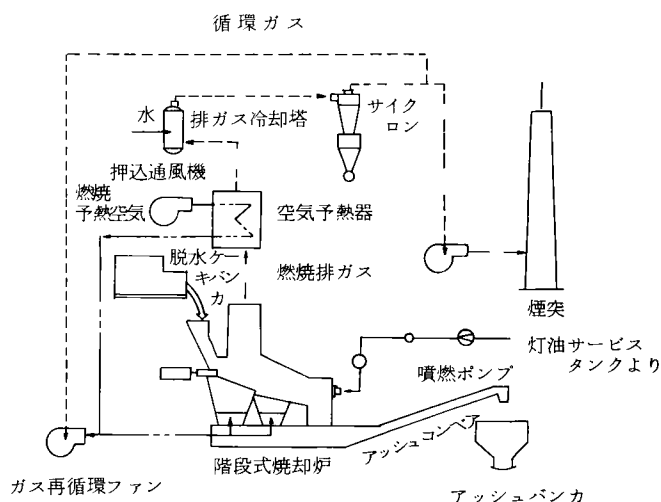


図 1.2 1 焼却設備フローシート

加湿冷却され、アッシュコンベアにてホッパへ送られる。燃焼ガスは空気予熱器にて、炉燃焼空気の加温のための熱回収を行い、さらに冷却塔にて水の直接噴霧により冷却した後（実プラントはここまでの熱を全て廃熱ボイラで回収する）サイクロンによりダストを除去し、大気へ放出される（実プラントでは、ガス冷却塔、吸収塔および湿式電気集じん機を経て大気へ放出される）。今回のテストでは、特に燃焼排ガスの一部循環による低空気比の運転を行った。次に、階段式焼却炉のロストル移動図を図 1.22 に示す。ロストルは駆動系のロストルと固定系ロストルとが交

表 1.12 焼却設備概略仕様

機 械 名	数量	概 略 仕 様
脱水ケーキバンカ	1 基	スクリュフィーダ付定量バンカ 容量 $4.5m^3$
焼 却 炉	1 基	階段式焼却炉 炉幅 $950mm$ 焼却量 $320Kg/h$ ストーカー乾燥 4 段、燃焼 6 段
バ ー ナ 設 備	1 基	灯油専焼空気噴霧式 定格燃料消費量 $55\ell/h$ バーナファン $10m^3/min \times 2.2kW$
アッシュコンベア	1 基	フライトコンベア 幅 $400mm$ \times 水平機長 $9800mm$ (内水平部 $4000mm$) 電動機 $1.5kW$
アッシュバンカ	1 基	鋼板製 手動スライドゲート式 容量 $1.5m^3$
噴 燃 ポ ン プ	1 基	ギャーポンプ $190\ell/Hr \times 0.2kW$
押 込 通 風 機	1 基	ターボファン $15m^3/min \times 1.5kW$
空 気 予 熱 器	1 基	シェルアンドチューブ式 ガス量 $1160Nm^3/h$ ガス温度入口 $850^\circ C$ 出口 $750^\circ C$ 空気量 $785Nm^3/h$ 空気温度入口 $20^\circ C$ 出口 $200^\circ C$
ガス冷却用ポンプ	1 基	うず巻ポンプ $10\ell/min \times 20m \times 1.5kW$
ガス再循環ファン	1 基	プレートファン $30m^3/min \times 2.2kW$
サ イ ク ロ ン	1 基	単一サイクロン ガス量 $1500Nm^3/h$ ガス温度 $300^\circ C$
誘 引 通 風 機	1 基	ターボファン $50m^3/min \times 5.5kW$
煙 突	1 基	スパイラル鋼管製 $\phi 500mm \times 10mH$

互に取りつけられており、油圧により駆動する。脱水ケーキはロストル上を駆動系ロストルにより、炉出口へとほぐされながら押し進み、ロストルの

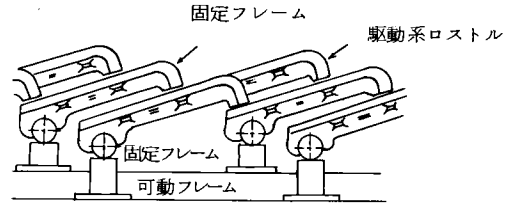


図 1. 2 2 ロストル移動図

空げきからの燃焼空気により乾燥燃焼し、炉外へと搬送される。このような燃焼方式をとることにより次のような特徴がある。

- (1) 燃焼排ガス中のダスト濃度が、流動層等の炉より小さい。
- (2) そのため、廃熱ボイラでのブロー用の空気を少なくでき、輻射熱を蒸気として回収できるため熱回収率を高くとることができる。
- (3) 脱水ケーキは、多段炉や流動層炉と異なり、ストーカ上の置燃焼となるため焼却灰はクリンカ状となり、炉出口で加湿冷却により灰の飛散はほとんどない。

本テスト設備では、炉内圧制御とガス温度制御とを行った。炉内圧制御は、炉内圧を検出し誘引通風機前のダンパ開度を自動コントロールする。ガス温度制御はサイクロン入口の排ガス温度が 300℃ 程度となるよう、排ガス冷却塔の冷却水量をコントロールする。また、排ガス中の NO_x濃度をできるだけ低くするために、一部燃焼排ガスを炉内に循環させ、低空気比の燃焼実験をも実施した。

3.2 階段式炉の実験結果

処理対象汚泥は、表 1. 2 に示す Sa 処理場の脱水ケーキを用いた。各実験 NO_x の汚泥の性状と重金属の分析結果を表 1. 13 に示す。前述したように含水率は 35～45% と、ケーキの可燃分は 55～60% で燃料としての価格は高い。

図 1. 23 に炉の温度チャート例を示す。また、焼却炉運転結果を表 1. 14 に示すが、脱水ケーキの含水率が低いいため、補助燃料は全く用いる必要はない。炉における炉床負荷は 100～130 kg/m²・h と都市ごみのそれより低い。また、炉での滞留時間が長いいため未燃残渣(さ)も 1% 以下と安定している。

表 1. 13 C 処理場での熱処理脱水ケーキの性状

実 験 番 号			S 413	S 525	S 615	S 712	S 907
項 目		単 位					
成 分	水 分	wt%	33.9	35.7	41.0	42.4	41.3
	可 燃 分	"	62.4	58.2	59.3	57.3	51.1
	灰 分	"	37.6	41.8	40.7	42.7	48.9
発 熱 量	高 発 熱 量	kcal/kgds	3 850	3 720	3 670	3 520	3 380
	低 発 熱 量	kcal/kgds	—	3 340	—	3 130	—
	有機分当たり 発熱量	kcal/kgds	6 170	6 390	6 190	6 140	6 610
燃 料 分 析	C	wt%Dry	—	33.5	—	32.0	—
	H	"	—	4.7	—	4.5	—
	N	"	—	3.1	—	3.3	—
	燃烧性硫黄	"	—	1.2	—	0.54	—
	塩 素	"	—	0.1 以下	—	0.1 以下	—
	酸 素	"	—	15.6	—	17.0	—
重 金 属 分 析	全 水 銀	mg/kgDry	—	4.0	—	4.9	2.13
	カドミウム	"	—	5.8	—	6.8	6.0
	鉛	"	—	170	—	150	231
	6 価クロム	"	—	0.5 以下	—	0.5 以下	0.5 以下
	ひ 素	"	—	6.9	—	8.0	8.0
	シ ア ン	"	—	0.3	—	0.3	0.66
	全 ク ロ ム	"	—	3 300	—	2 700	2 000
	亜 鉛	"	—	6 600	—	6 800	7 400
	マ ン ガ ン	"	—	410	—	420	500
	ス ズ	"	—	320	—	280	200 以下
	銅	"	—	1 400	—	1 500	1 600

今回は特に排ガス量を最小にするため、炉の排ガスの一部を循環することにより、過剰空気比を 1.0～1.2 程度におさえて運転を行った。その結果、ほぼ問題なく運転できており、ストーカ炉内で一部熱分解的な状態をつくることのできた。ストーカ炉での汚泥の滞留時間は約 20～30 分であり上段に乾燥

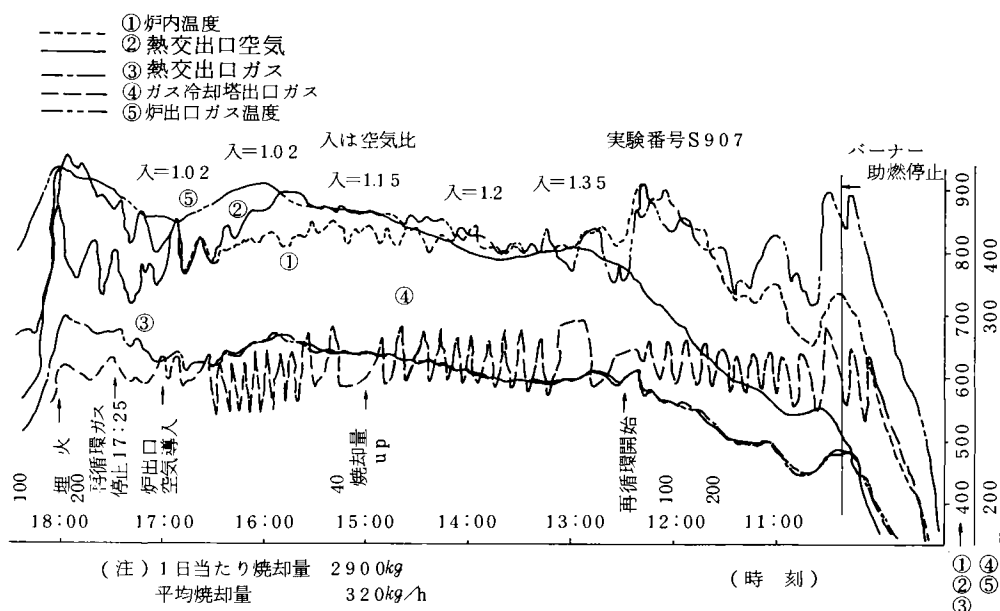
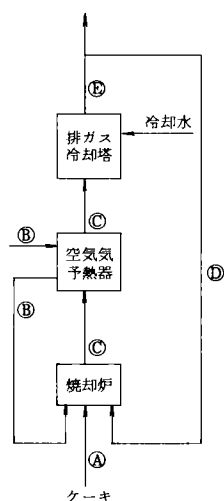


図 1.23 階段式炉の温度経時変化

表 1.14 階段式焼却炉運転結果

実 験 番 号			S-413	S-525	S-615	S-712	S-907	
項	目	単 位						
ケ ー キ ㊶	焼 却 汚 泥 量	Kg/h	280	248	240	291	322	
	含 水 率	%	33.9	35.7	41.0	424	41.3	
	焼 却 固 形 物 量	Kg/h	185	159	142	168	189	
	汚 泥 中 水 分 量	Kg/h	95	89	98	123	133	
	炉 床 負 荷	Kg/m ² ・h	117	103	100	121	134	
	汚 泥 発 熱 量	kcal/kgds	3 850	3 720	3 670	3 520	3 380	
空 気 予 熱 器	燃 焼 用 空 気	空 気 量	Nm ³ /h	756	710	513	619	691
		入 口 温 度	°C	18	29	31	34	(25)
		出 口 温 度 ㉔	°C	380	330	380	385	420
	燃 焼 排 ガ ス	空 気 量	Nm ³ /h	1 322	1 450	1 323	1 459	1 233
		入 口 温 度	°C	940	710	800	780	850
		出 口 温 度 ㉕	°C	870	520	555	590	630
焼 却 炉	循 環 ガ ス 温 度 ㉖	空 気 量	Nm ³ /h	—	540	429	456	387
		温 度 ㉗	°C	—	290	290	290	300
排ガス冷却塔出口ガス㉘温度			°C	300	290	290	290	300
過 剰 空 気 比 (実測)			—	1.30	1.23	1.26	1.06	1.17
" (計算)			—	1.01	1.10	1.04	1.03	1.00
熱 回 収 率 ㉙			%	20.3	33.2	33.7	35.5	29
燃 焼 室 負 荷			kcal/m ² ・h	356×10 ³	296×10 ³	261×10 ³	296×10 ³	319×10 ³



ゾーンを設けたため、熱分解燃焼ができたものとする。一方、排ガス温度は炉の燃焼ゾーンでは710～940℃と高いが、投入汚泥量の少ない時には乾燥ゾーン出口温度が600℃より低くなる。排ガスを低い温度で炉から出すことは排ガス中に臭気が残る問題を生じる。実プラントにおいては、炉出口に廃熱ボイラを設けここで熱処理に必要な蒸気を回収するため、炉出口温度が低い場合には補助燃料による追いだきを実施し、乾燥ゾーン出口温度を700℃以上に保つことによりこの臭気の問題は解決できる。

今回のテストでは、噴流式炉と同様廃熱ボイラを設けなかったため、正確な熱回収率はもとめられないが、図1.21のフローシートで示す排ガス冷却塔を廃熱ボイラと考えて熱回収率を計算した結果、20～30%であった。噴流式炉と比べれば空気比が低いので熱回収率は高い。しかも、今回の炉は処理量7t/dと小さいため、実規模での熱回収率は更に高くなると考えられる。

表1.15に焼却灰の性状を示す。従来形のストーカの場合、汚泥を置燃焼

表 1.1 5 焼 却 灰 の 性 状

月/日 項 目	定 量 限 界		埋め立て使用 廃棄物 としての 溶出基準 (mg/L)	S - 413		S - 525		S - 615		S - 712		S - 907	
	組 成 (mg/kgDry)	溶 出 (mg/L)		組 成 (mg/kgDry)	溶 出 (mg/L)	組 成 (mg/kgDry)	溶 出 (mg/L)	組 成 (mg/kgDry)	溶 出 (mg/L)	組 成 (mg/kgDry)	溶 出 (mg/L)	組 成 (mg/kgDry)	溶 出 (mg/L)
全 水 銀	0.01	0.0004	0.005	ND	ND	0.013	ND	0.03	ND	ND	ND	ND	ND
カドミウム	0.1	0.0004	0.1	ND	ND	5.3	ND	ND	ND	2.9	ND	ND	ND
鉛	0.2	0.02	1.0	60.9	ND	120	ND	100	ND	100	ND	332	ND
6価クロム	0.5	0.05	0.5	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND
ヒ 素	0.5	0.002	0.5	9.1	0.03	9.1	0.010	2.0	0.03	11	0.009	15	ND
シ ァ ン	0.1	0.01	1.0	ND	ND	0.3	ND	ND	ND	0.2	0.01	ND	ND
全クロム	0.5	0.05		8 260	ND	8 100	ND	2 000	ND	6 100	ND	5 400	ND
垂 鉛	0.5	0.001		5 990	0.81	9 300	0.071	9 400	0.60	8 200	0.15	9 800	0.19
マンガン	0.5	0.001		1 890	0.70	1 100	0.13	1 100	0.27	980	0.19	1 000	0.98
ス ズ	1	0.05		ND	ND	ND	ND	ND	ND	170	ND	ND	ND
銅	0.5	0.01		5 490	0.08	3 600	ND	1 200	0.04	2 300	ND	3 200	0.24
含 水 率	—			—	—	33.3%		—	—	32.5%		—	—
未 燃 残 渣				0.3%		0.4%		0.5%		0.1%		0.4%	

とするため汚泥の表面のみが燃焼し、中心部が未燃のまま残り未燃残渣が多いといわれていたが、今回ブッシャ形のストーカを用いることにより未燃残渣は0.6%以下となった。また、灰からの重金属の溶出も埋立使用廃棄物としての溶出基準を満足している。特に、下水汚泥の場合、全クロムの含有量

が高いが熱処理汚泥には石灰が入っていないため、石灰による 6 価クロムの移行が起こらず全く問題にならない。

表 1.1 6 に焼却炉出口の排ガス分析結果と煙道ガス出口での臭気成分分析結果を示す。また、表 1.1 7 には窒素酸化物の連続測定結果を示す。炉出口

表 1.1 6 排 ガ ス 性 状

実 験 番 号			S - 413	S - 525	S - 615	S - 712	S - 907
試 験 項 目		単 位					
焼 出 口 ガ ス	ダ ス ト	g/Nm ³	1.81	3.48	1.84	1.12	4.60
	全 硫 黄 酸 化 物	ppm	1 400	1 300	1 300	1 100	1 400
	窒 素 酸 化 物	ppm	300	130	240	230	240
	塩 化 水 素	ppm	13	45	53	51	59
冷却塔出口ガスダスト		ppm	0.67	0.75	0.57	0.41	0.74
サイクロン出口ガスダスト		ppm	0.51	0.36	0.26	0.36	0.42
煙 道 ガ ス	全 硫 黄 酸 化 物	ppm	1 100	1 200	1 000	1 100	1 400
	窒 素 酸 化 物	ppm	190	1200	190	110	38(12.10-12.15) 130(14.03-14.07)
	塩 化 水 素	ppm	38	24	48	45	29
	ア ン モ ニ ア	ppm	—	15	—	37	—
	メチルメルカプタン	ppm	—	0.00以下	—	0.001以下	—
	硫 化 水 素	ppm	—	19	—	0.005以下	—
	硫 化 メ チ ル	ppm	—	—	—	—	—
	二 硫 化 メ チ ル	ppm	—	0.00以下	—	0.001以下	—
	トリメチルアミン	ppm	—	0.1 以下	—	0.95	—
	アセトアルデヒド	ppm	—	0.2 以下	—	0.2以下	—
	ス チ レ ン	ppm	—	1.0 以下	—	1.0以下	—

表 1.1 7 窒 素 酸 化 物 (NO_x) 測 定 結 果 (11/9~10)

焼 却 炉 出 口		煙 突	
採取時刻	測定結果	採取時刻	測定結果
11/9	(ppm)	11/9	(ppm)
14:13~14:15	230	14:20~14:22	190
15:35~15:36	190	15:37~15:39	210
16:29~16:30	220	—	—
22:48~22:50	180	22:46~22:48	150
11/10			
0:46~ 0:48	210	—	—
4:40~ 4:41	180	—	—
7:24~ 7:26	320	—	—

の排ガス中のダストは、汚泥を置燃焼するためダスト量は流動層の 90～120 g/Nm³に対し、最大でも 4.6 g/Nm³であり、それだけ廃熱ボイラを設けた時に有利になる。また、硫黄酸化物については、脱水ケーキ中に石灰がほとんど入っていないため 1 000～1 400 ppm と高かった。しかし、SO_xや塩化水素はアルカリとの反応が容易なため、吸収塔でほぼ完全に除去することができる。NO_xについては 100～200 ppm と噴流式焼却炉と同様に低い。これは、多段炉と同様に乾燥ゾーンを設けた燃焼方式を用いたためである。さらに低くするためには、低NO_xバーナを使用する必要がある。また、煙道ガスの臭気成分について、アルデヒドがほとんどないのは炉内で空気比が 1.12 以上での燃焼運転のためである。他の臭気ガスについても燃焼温度を 780℃ 以上にするこ
とにより、ほぼ無臭ガスとすることができる。

表 1.1 8 にサイクロン出口排ガス中のダスト性状を示す。ダスト中の重金

表 1.1 8 ダ ス ト 性 状

実験日 試験項目	定量限界 単 位 (mg/kgDry)	S-413	S-525	S-712
全 水 銀	0.01	0.98	11.6	15.0
カドミウム	0.1	118	90	110
鉛	0.2	2 270	1 100	2 100
6 価クロム	0.5	ND	ND	ND
ヒ 素	0.5	19.3	—	38
シ ア ン	0.1	ND	0.7	11
全 クロム	0.5	8 680	6 300	4 600
亜 鉛	0.5	19 800	18 200	14 100
マンガン	0.5	2 090	1 300	1 400
ス ズ	1.0	ND	810	920
銅	0.5	4 020	2 600	2 400
含 水 率	—	—	1.4(%)	38.0(%)

属は比較的沸点の低い Hg, Cd, Pb, Zn の濃度が焼却灰の濃度より高くなっている。重金属の収支はサンプリング誤差や分析の精度等により正確に得られ

ないが、汚泥中の灰分を100%回収するとして実験NO. S525, S712を用いて計算により求めた。結果を表1.19に示す。沸点の高いCrは焼却灰としてはほぼ100%回収することができるが、Hg, Cd, Pb, Zn, Siの低沸点の金属は焼却灰として回収はできず、スクラバの洗浄水で回収されることになる。いずれにしても実際のプラントでは、排ガス温度をスクラバで60℃以下に下げ、ダストも電気集じん機により0.05g/Nm³以下にするため、重金属が大気に拡散される確率は低い。

表1.19 焼却灰の重金属収支

	投入汚泥			焼却灰			ダスト			不明	
投入固形物 強熱減量	1 635 57.75 %			灰量 $1\,635 \times (1 - 0.5775) - 0.24$ = 68.84 kg/h			乾排ガス 664.5Nm ³ /h ダスト量 0.36 g/Nm ³ ダスト量 0.24 kg/h				
金属名	濃度 (mg/kg)	投入量 (kg/h)	率 (%)	濃度 (mg/kg)	回収量 (kg/h)	回収率 (%)	濃度 (mg/kg)	回収量 (kg/h)	回収率 (%)	不明量 (kg/h)	率 (%)
Hg	4.45	0.727	100	0.0065	0.000 45	0.07	13.3	0.003 2	0.44	0.723	99.5
Cd	6.3	1.03	#	4.1	0.282	27.4	100	0.024	2.3	0.724	70.3
Pb	160	26.16	#	110	7.57	28.9	1 600	0.384	1.5	18.21	69.6
Cr ⁺⁶	ND	—		ND	—		—	—	—	—	0
T-Cr	3 000	490.5	#	7 100	488.8	99.7	5 450	1.308	0.3	0	0
As	7.45	1.218	#	10.5	0.722 8	59.3	19	0.004 56	0.4	0.491	40.3
CN	0.3	0.049	#	0.25	0.017 2	35.1	0.9	0.000 22	0.4	0.031 6	64.4
Zn	6 700	1095.5	#	8 750	602.4	55	16,150	3.876	0.4	489.2	44.7
Mg	415	67.9	#	1 040	71.59	100	1 350	0.324	0.5	0	0
Si	300	49.05	#	140	9.64	19.6	865	0.208	0.4	39.2	80
Cu	1 450	237.1	#	2 950	203.1	85.7	2 500	0.6	0.3	33.4	14.1

(S-525, S-712の平均値で計算)(灰の回収率を100%とする)

第4節 溶融焼却炉による熱処理汚泥の焼却

4.1 溶融焼却設備の概要

下水汚泥の最終処分形態は焼却灰となるが、この灰の取り扱いの容易さや処分先での安定性が問われる。そこで、最近注目されているのが下水汚泥の溶融処理である。¹²⁾¹³⁾ Se 処理場に設置した熱処理、脱水、焼却溶融システムの結果を以下に示す。¹¹⁾ 本焼却溶融炉は含水率40%程度の熱処理汚泥脱水ケーキをパドル型蒸気乾燥機により予備乾燥し、その乾燥ケーキを溶融することにより安定化、減容化し、かつ汚泥中の有害重金属を無機物の結晶構造中に封じ込め、溶出しない安全なスラグとして排出するものである。

焼却溶融の前処理に用いる乾燥機は、噴流式炉の場合と異なり、焼却溶融温度が1350～1400℃と高いので、汚泥水分の持ち出すエンタルピーが大きくなるためできるだけ水を除去できるものでなければならない。実験に用いたパドル形蒸気乾燥機を図1.24に示す。加圧脱水機により含水率40%程度に脱水されたケーキは、定量フィーダより、乾燥機に連続的に供給され、ジャケット付きケーシング面と中空くさび形回転加熱体の間を有効な接触を繰り返しながら、順次出口へ送られ、含水率10～15%の乾燥ケーキとなる。蒸発した水蒸気はわずかなキャリアガスにより、加熱攪拌層の上面を通して排気するがこの排ガスは悪臭成分を含むためスクラバで除湿後、焼却溶融炉の二次燃焼室で

焼却処理する。次いで乾燥ケーキを焼却溶融炉へ送る。焼却溶融炉の断面を図1.25に示す。炉は同心の炉外筒と内筒で構成する。炉外筒中央部に小口径のスラグ流出口がある。その下には補助バーナを側面に取りつけた2次燃焼室があり、底部にスラグピットを設置してある。乾燥ケーキ（含水率約20%）は、投入口から炉内環状室間へ投入する。筒はゆるやかな速度で回

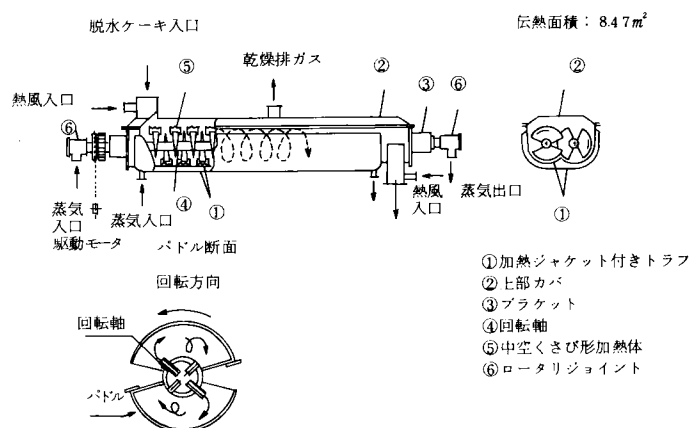


図 1.2 4 パドル型蒸気乾燥機機構図

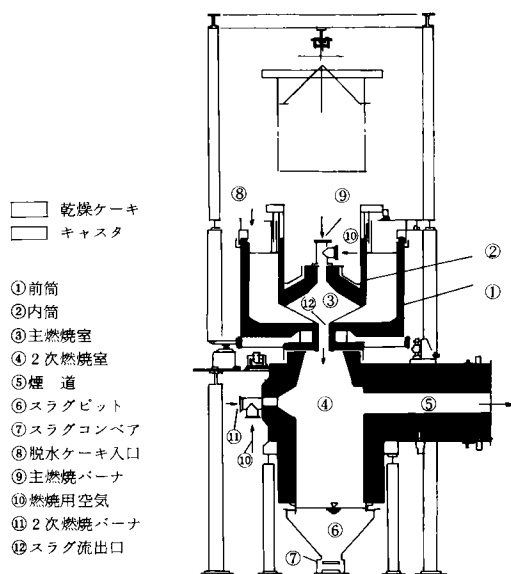


図 1.2 5 焼却溶融炉断面図

転し、汚泥をこの回転により一定量ずつ主燃焼室で焼却溶融する。

この乾燥ケーキの側面と内筒の天井とで形成する空間が主燃焼室で、乾燥ケーキの発熱量および主バーナーの燃焼熱量によって1300～1400℃の高温に保持する。乾燥ケーキ中の可燃分は燃焼して排ガスとなり、灰分は溶融スラグ化して二次燃焼室を通過して炉外へ排出する。

一方、排ガスは熱回収を行うため、空気予熱器を通りその後の廃熱ボイラにより熱回収を行い、乾燥に必要な蒸気は確保し、余剰蒸気は熱処理の加温用として利用する。表1.20にこの乾燥、焼却溶融実験プラントの主要機器仕様を示す。

表 1.20 焼却溶融炉実験プラント機器仕様

設備	機 器 名	数量	電動機	概 略 仕 様
乾燥設備	汚 泥 乾 燥 機	1 基	3.7 kW	複列パドルスクリーコンベア型 φ300×280L 140kg/h(50% 水分)
	ス ク ラ バ	1 基	—	立型鋼板製 φ360×4,500H 220Nm ³ /h
	スクラバ 循環ポンプ	1 台	3.7 kW	横軸渦巻ポンプ φ50×80ℓ/min×20m
	冷 風 送 風 機	1 台	0.4 kW	横軸シロッコファン 5m ³ /min 静圧100mmAq
焼却溶融設備	焼 却 溶 融 炉	1 基	3.7 kW (付滞)	立型二重筒式 内筒φ1300, 外筒φ2200, 高さ1500
	助 燃 バ ー ナ	2 台	—	内部混合高圧バーナ 30ℓ/h(灯油)
	助燃用空気圧縮機	1 台	3.7 kW	自動アンロード式ベビーコンプレッサ 9.5 kg/cm ² ×400ℓ/min
	クーリングタワ	1 基	1.5 kW	強制循環冷却方式 容量10m ³ /h
	循 環 ポ ン プ	1 台	2.2 kW	渦巻ポンプ φ50×250ℓ/min×20m
	押し込み送風機	1 基	5.5 kW	ターボブロワ 15m ³ /h 900mmAq
	誘 引 排 風 機	1 基	5.5 kW	ターボブロワ 30m ³ /h 50mmAq
	廃 熱 ボ イ ラ	1 基	3.7 kW (付滞)	煙管式蒸気発生量 104kg/h 圧力 12kg/cm ²
	サ イ ク ロ ン	1 基	—	乾式接線流入型 φ330
	スラグコンベア	1 基	0.75 kW	エブロンコンベア 40kg/h
	スラグホッパ	1 基	—	鋼板製 1.5m ³
	煙 突	1 基	—	φ600×15m

4.2 蒸気乾燥機での実験結果

図 1.2 4 に今回のテストに用いたパドル型蒸気乾燥機の構造図を示す。長期間 (56.4~57.8) の乾燥機運転実験結果を表 1. 21 に示す。データは各々 24

表 1-21 蒸気乾燥機運転結果

項 目	ケーキ投入量 (kg/h)	ケーキ含水率 (%)	乾燥ケーキ量 (kg/h)	乾燥ケーキ 含水率 (%)	蒸 気 量 (kg/h)	$\frac{\text{kg 蒸気}}{\text{kgH}_2\text{O}}$
x	122.4	40.7	82.0	11.7	56.3	1.52
σ_{n-1}	26.9	2.7	16.9	4.8	6.3	0.52
最 大	192.4	46.1	—	20.7	64.6	3.41
最 小	79.7	33.7	—	3.5	28.3	0.68

時間連続運転の平均数値である。本乾燥機は蒸気による間接的な加温により脱水ケーキ中の水分を除去し、除去した水分は加熱した乾燥空気により系外へ順次排出する。従って、乾燥機内に脱水ケーキを連続的に供給、充填（じゅうてん）しながら伝熱面に十分接触できる状態にする必要がある。図 1.2 6 ~ 1.2 8 に蒸気の利用効率を示す。図 1.2 6 は脱水ケーキ供給量と必要蒸気量

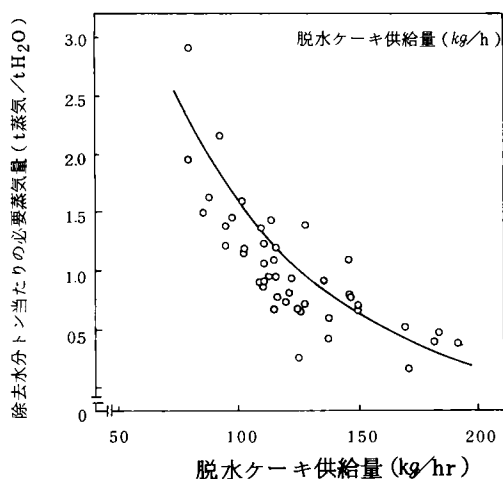


図 1.26 脱水ケーキ供給量と
必要蒸気量

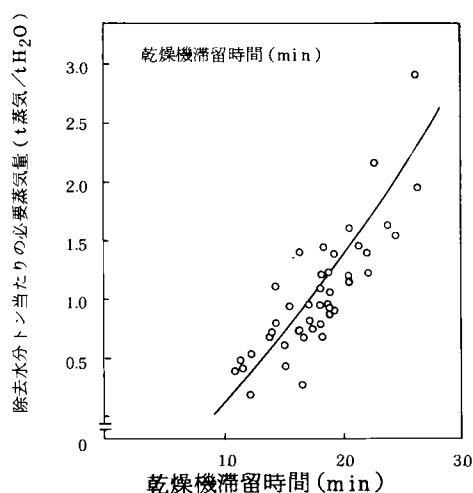


図 1.27 ケーキの滞留時間と
必要蒸気量

の関係で、供給ケーキ量の増加とともに脱水ケーキ中の除去水分当たりの必要蒸気量は少なくなる。既ち、乾燥機内で汚泥をできるだけ充填した運転が

蒸気利用効率を上げることになる。図 1.27 に脱水ケーキの滞留時間と除去水分トン当たりの必要蒸気量の関係を示す。この乾燥機は乾燥を効果的に行うため、ケーキの攪拌用として中空くさび形加熱体（パドル）を設けているが、このパドルでは搬送能力がないため乾燥機本体は3°の傾斜で据え付けてある。この傾斜とケーキの供給量が乾燥物の機内滞留時間に影響し、乾燥ケーキ水分を大きく左右する。実験に用いた乾燥機の充填容量は0.35m³で、傾斜は3°と一定である。そのため滞留時間を短くすると蒸気は効果的に利用され、必要蒸気量が低下する。図 1.28

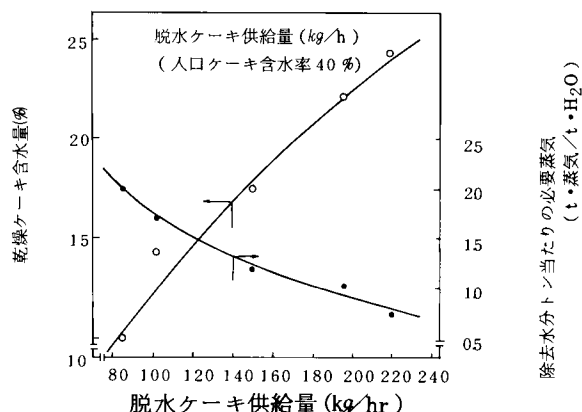


図 1.28 脱水ケーキ供給量と乾燥効果の関係

表 1.22 乾燥ケーキ性状

は入口汚泥の含水率を一定(40%)にした時の乾燥ケーキ含水率と除去水分当たりの必要蒸気量を示す。供給量の増加により乾燥ケーキ含水率は高くなるが、蒸発

項 目		最 大	最 小	平 均
含 水 率 (%)		39.7	7.8	18.1
V S (%)		80.4	74.2	78.7
発 熱 量 (kcal/kg・ds)		4 150	3 810	3 990
灰 点 (°C)		1 210	1 190	1 200
元 素 分 析	C (%)	42.1	38.8	40.5
	H (%)	5.96	5.39	5.72
	N (%)	3.24	2.15	2.91
	O (%)	31.2	26.5	29.6
	S (%)	0.87	0.54	0.67

水分当たりの必要蒸気量は減少し、乾燥効率は高くなる。

4.3 溶融焼却炉での実験結果

処理対象汚泥は表 1.2 に示す Se 処理場の脱水ケーキを用いた。焼却溶融実験には表 1.22 に示すように予備乾燥しない含水率39.7%のケーキから、予備乾燥により含水率7.8%まで乾燥したケーキと幅広く実験した。対象とした供試ケーキの発生源は分流式下水の汚泥で、発熱量は平均 3 990kcal/kg・ds

と高く熔融処理には熱的に有利な汚泥である。供給ケーキの融点は1200℃程度であるが、連続的に汚泥を熔融するために熔融温度を上げ、熔融物を流動化させる必要がある。熔融温度は、ケーキ固形物中の成分によって若干異なってくるが、今回の実験では1300～1400℃にする必要があった。

表1.23は長時間連続運転の結果である。熔融炉における燃料消費量は供

表1.23 焼却熔融実験結果

項目 実験 番号	処理固形物 量 (kg・ds/d)	乾燥ケーキ 水分 (%)	スラグ量 (kg/d)	吹き込み 空気量 (Nm ³ /h)	過剰空気率 (-)	灯油量 (L/d)	熔融ボイラ 給水量 (m ³ /d)	燃 比 (kg・oil/ kg・ds)	熱回収率 (%)	燃焼室負荷 (×10 ⁴ kcal/ m ³ ・h)	炉床負荷 (kg/m ² ・h)
Y - 908	2 054	9.6	432.5	531 * (663)	1.49	225.4	2,645	0.088	18.6	99.8	106
Y - 909	1 618	9.0	340.5	542 (554)	1.61	251.8	3,207	0.124	26.3	78.7	85.6
Y - 910	1 500	8.2	319.0	403 (505)	1.55	196.1	3,702	0.105	34.3	72.9	80
Y - 911	1 956	11.2	412.0	476 (578)	1.4	150.6	4,171	0.062	32.9	95.1	104
Y - 912	2 364	8.1	497.5	507 (609)	1.23	24.3	3,897	0.008	26.6	114.9	125
Y - 913	2 208	12.6	465.0	460 (562)	1.20	0	3,833	0	31.9	107.3	117
Y - 914	2 070	7.8	440.5	433 (535)	1.20	0	3,879	0	34.5	100.6	110
Y - 915	2 064	9.3	434.5	430 (532)	1.2	0	3,851	0	34.3	100.3	110
Y - 916	1 870	19.0	393.5	404 (506)	1.2	30.3	3,286	0.013	31.1	90.9	69
Y - 1 004	1 783	22.7	466.3	366 (496)	1.18	314.4	5,472	0.141	36.3	86.7	95
Y - 1 005	2 184	13.3	535.1	360.8 (458)	0.95	208.8	5,232	0.076	35.6	106.2	116
Y - 1 018	2 220	14.6	444.0	365 (527)	0.95	0	4,032	0	33.4	107.6	118
Y - 1 019	1 997	19.7	429.4	366 (510)	1.05	0	3,816	0	35.2	97.1	106
平 均	1 991	12.7	431.5	427 (539)	1.25	—	—	0.047	32.1	96.8	105

* 上段：燃焼用空気 (下段)：燃焼用空気+分解ガス

給ケーキの発熱量，
含水率及び供給量に
よって大きく変わっ
てくる。図1.29はケ
ーキ含水率，供給量
を変化させたときの
熱収支比較である。
入熱として35×10⁴
～40×10⁴kcal/Hが
必要でその内訳は汚
泥の燃焼熱量，灯油

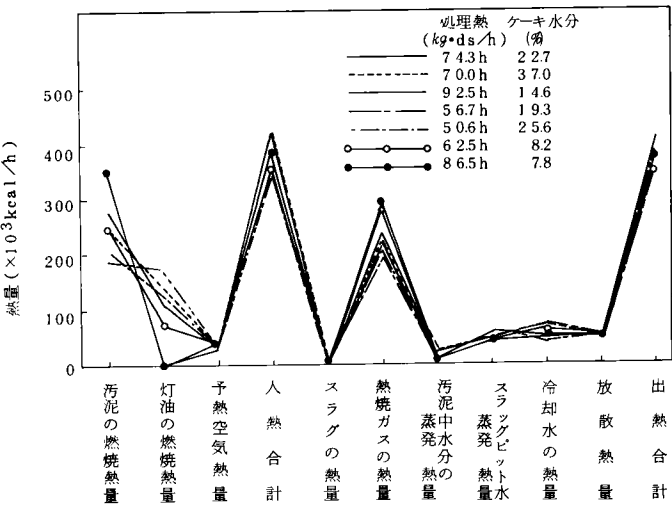


図1.29 熔融炉の熱収支

の燃焼熱量，予熱空気熱量である。出熱の中でスラグピットの水蒸発熱量，冷却水熱量および放熱損失が大きく，この熱量を少なくする必要がある。特にスラグピットの水の蒸発損失は溶融スラグの引き抜き方法を改造することにより改善できる。また，汚泥の供給量を増やすことにより汚泥の燃焼熱量を上げ，補助燃料を減らすことができる。図 1.30 に汚泥の燃焼熱量と燃料消費量の関係を示すが，この焼却溶融炉では汚泥の燃焼量 $380 \times 10^3 \text{ kcal/h}$ 以上，すなわち燃焼室負荷で $125 \times 10^4 \text{ kcal/m}^3 \cdot \text{h}$ 以上であれば，補助燃料を用いることなく汚泥を溶融スラグ化することができる。図 1.31 は汚泥処理量と汚泥トン当たりの燃料消費量を示すが，含水率が 10～20% ならば 90 kg/h 以上の汚泥の投入により補助燃料は不要となる。

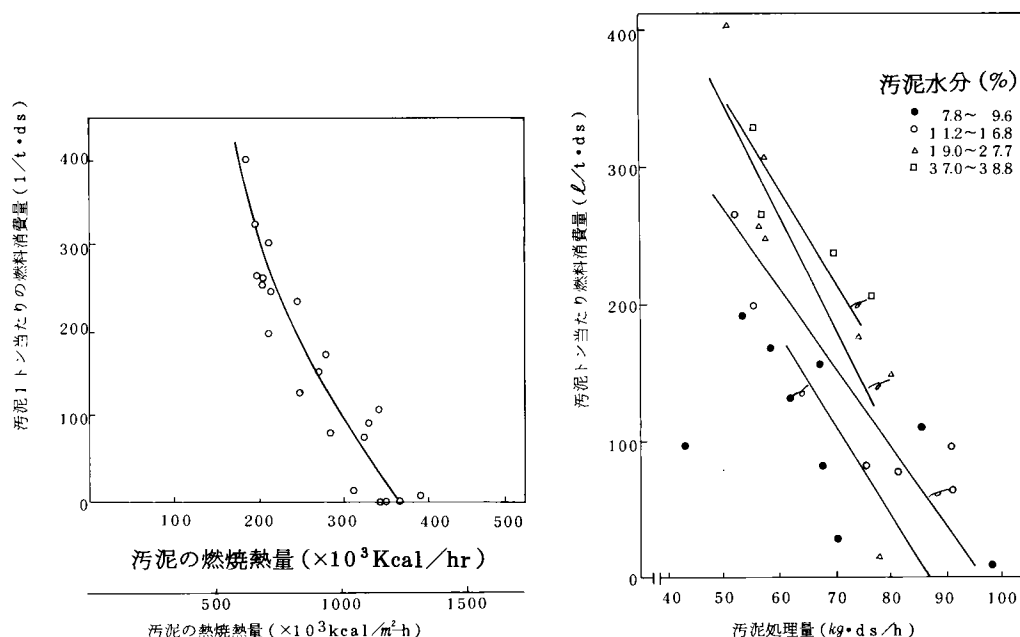


図 1.30 汚泥の焼却熱量と燃料消費量 図 1.31 汚泥処理量と燃料消費量

また，汚泥水分の低下で燃料消費が低下する。炉投入ケーキ含水率と燃料消費量の関係を図 1.32 に示す。含水率 10% 以下になれば燃料は不要となる。汚泥中の水分が $1300 \sim 1400^\circ \text{C}$ の雰囲気中で蒸発潜熱として熱を奪い，その分だけ燃料を消費することになる。従って，汚泥水分を下げれば燃料消費量が下がるが，汚泥水分は供給ケーキの乾燥に必要な熱量，溶融炉排ガスからの回収熱量，前段処理との熱収支バランス等を考慮して決定する必要がある。

図1.33, 1.34に炉の運転状況を示す。図1.33は温度の経時変化と油消費

量である。主燃焼室温度は1400℃前後となり,排ガスは空気予熱器により,汚泥の燃焼用空気を予熱し回収するとともに(排ガス温度1000℃から800℃)さらに廃熱ボイラで熱回収(排ガス温度800℃から300℃)し,脱水ケーキの乾燥を行い,余剰蒸気は熱処理反応缶に供給している。燃料消費量の経時変化と,図1.34のスラグ発生量(約5倍が供給固形物量)とを対比すると,

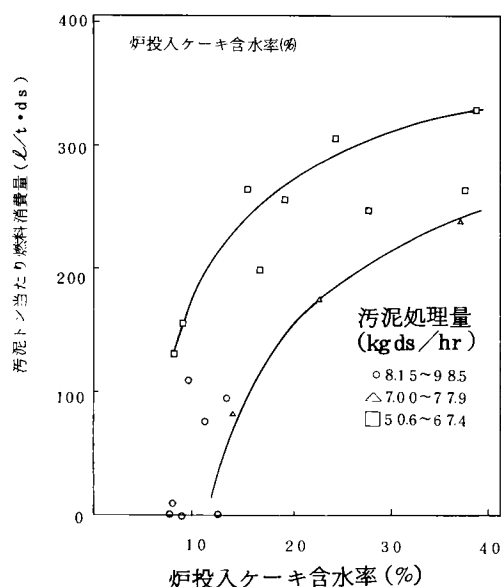


図1.32 汚泥水分と燃料消費量

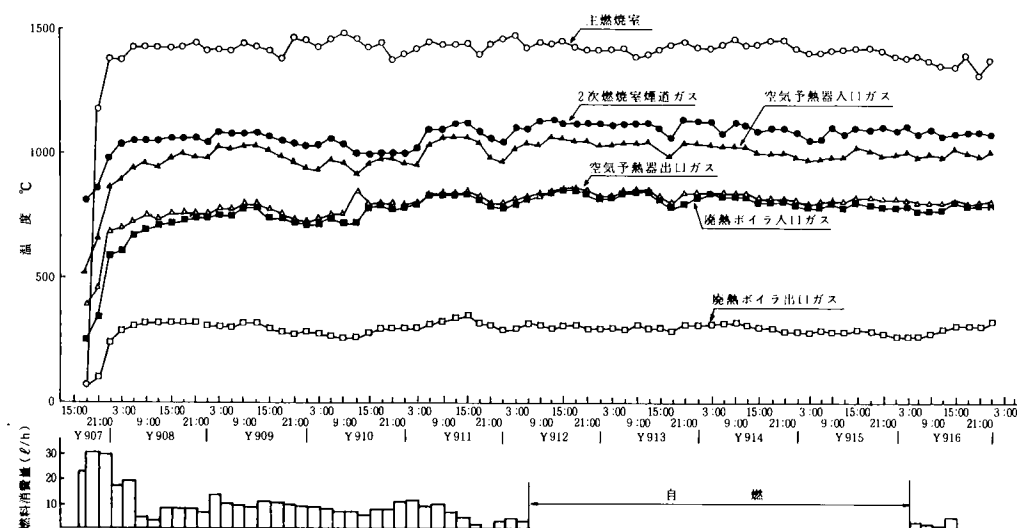


図1.33 溶融炉各点温度経時変化

Y912以降燃料は零(自燃)となっている。このことは前述したように汚泥の供給量が増加したことにより生じた結果であり,結果としてスラグ発生量が増加していることが分かる。また,この焼却溶融炉の実験炉には,廃熱ボイラを設けているので,この廃熱ボイラによる熱回収効率をもとめた。計算は前述の回収率と(1-13)式によりもとめた。

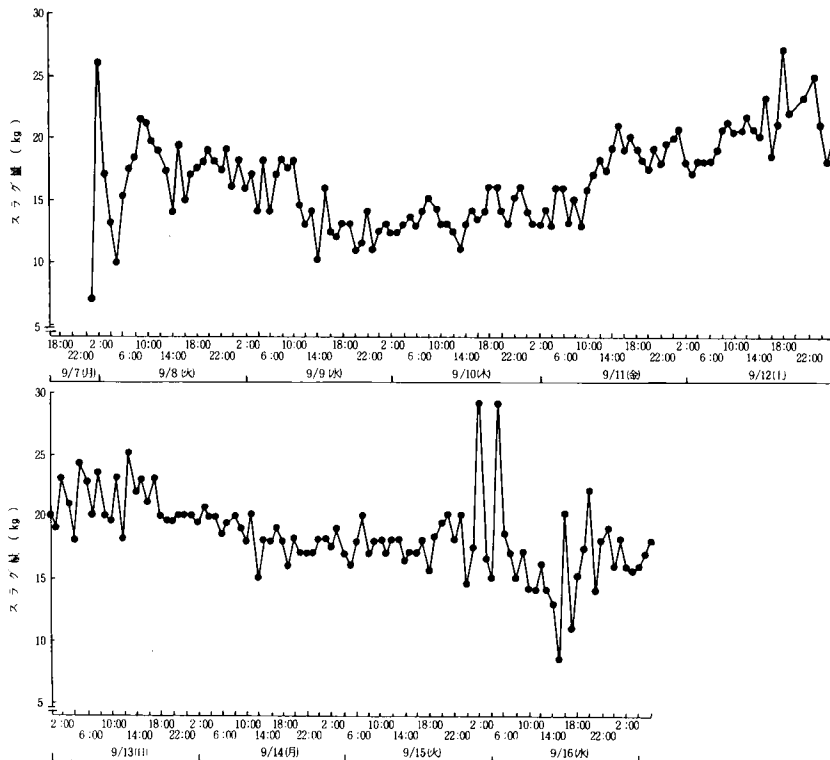


図 1.3.4 スラグ発生量経時変化

$$\text{熱回収効率} = \frac{St(664.1 - 20)}{Hu \times S + F \times Hoil} \dots\dots\dots (1-13)$$

- ここで St : 発生蒸気量 (kg/h・at13kg/cm²)
 Hu : 汚泥の発熱量 (35000kcal/kg・ds)
 S : 炉投入汚泥固形物量 (kg/h)
 F : 補助燃料 (kg/h)
 Hoil : 補助燃料の発熱量 (kcal/kg)

この計算結果を表 1.2.3 に示すが、平均で 32% とストーカ炉と同程度となっている。これは溶融炉の場合、炉の排ガス温度を高くするためと考えられるが、先に述べたようにスラグビットの水の蒸発防止や溶融スラグの流出口のキャスト冷却水、さらに放熱量を小さくすることによりさらに回収率を上げることは可能である。

次に、熱交換器出口での排ガスの性状を表 1.2.4 に示す。燃焼温度が 1400

℃と高いのにもかかわらず、
NO_x が平均で 164ppmと低い
のは主燃焼室で 空気比を低
くし、二次燃焼室で主燃焼室
からの熱分解ガスの燃焼を起
こす二段燃焼を行っているた
めと考える。また、SO_x 濃度
が他方式の焼却炉より低い
のは、汚泥の二次燃焼室で燃焼
用空気を入れるため、排ガス
からの過剰空気比が 1.25 程度
となったためと考える。ダスト
については溶融炉は汚泥の

表 1.2 4 排 ガ ス 性 状

項 目	最 大	最 小	平 均
温 度 (°C)	720	650	702
湿ガス量 (Nm ³ /h)	960	740	852
乾ガス量 (Nm ³ /h)	630	480	586
NO _x (ppm)	166	130	164
SO _x (ppm)	603	370	485
ダスト (g/Nm ³)	0.61	0.34	0.48
水 分 (%)	40.2	30.1	35.5
CO ₂ (%)	14.4	12.5	13.6
O ₂ (%)	5.6	3.1	4.2
CO (%)		<0.2	
N ₂ (%)	83.0	81.3	82.2
ア ン モ ニ ア	1.53	0.68	1.22
メチル		<0.01	
メルカプタン		<0.05	
悪 臭 成 分		<0.01	
二硫化メチル		<0.01	
トリメチルアミン	0.038	0.019	0.025
アセトアルデヒド	0.112	0.005	0.029
ス チ レ ン		<0.05	

攪拌をほとんど行わないため 0.489/Nm³と低くすることができる。

一方悪臭ガスは、燃焼状態が熱分解に近いいためアセトアルデヒドが他の炉よりも高い値となった。

表 1.2 6 溶 出 試 験 結 果

表 1.2 5 溶 融 ス ラ グ 性 状

項 目	最 大	最 小	平 均
VS	1.89	0.00	0.32
か さ 比 重	1.35	1.11	1.27
み かけ 比 重	2.66	2.52	2.60
真 比 重	2.74	2.64	2.66
組 成 分 析			
Ca (%)	6.45	4.58	5.60
Na (%)	1.84	0.52	1.05
Mg (%)	0.64	0.45	0.55
Si (%)	22.1	18.1	16.3
Al (%)	6.55	5.66	6.18
Fe (%)	5.59	4.71	5.10
Mn (ppm)	660	500	570
Ti (%)	0.45	0.37	0.42
S (%)		ND	

項 目	乾燥ケーキ	溶融スラグ	スラグの 溶 出 液
単 位	Cu,Zn,Fe.....%	その他.....mg/kg	mg/L
Cd	3.3	<0.4	<0.02
CN	<0.1	0.3	<0.01
有機 P	<1	<1	<0.01
Pb	110	4.1	<0.2
Cr ⁺⁶	<2	<2	<0.02
As	2.4	1.7	<0.005
T-Hg	1.7	0.013	<0.000 5
アルキル Hg	<0.01	<0.01	<0.000 5
PCB	2.4	<0.1	<0.000 5
フェトル類	11	6.4	<0.1
Cu	0.04	0.15	<0.02
Zn	0.22	0.11	0.04
Fe	1.39	6.83	0.27
Mn	180	820	0.11
Cr	82	630	<0.02
Ni	74	260	0.37

表 1.2 5 に熔融スラグの性状を表 1. 2 6 に熔融スラグの溶出試験結果を示す。焼却灰のかさ比重は 1.27, 真比重で 2.6 と流動層やストーカ炉より発生灰の容量は少なくすることができる。汚泥熔融の目的である減容化, 有害重金属の封じ込めの観点から十分にその目的を達成していることが分かる。

表 1.2 7 焼却熔融炉の重金属収支

	乾燥ケーキ		熔融スラグ		ばいじん		ヒューム		不明	
	量 (g/h)	比率 (%)	量 (g/h)	比率 (%)	量 (g/h)	比率 (%)	量 (g/h)	比率 (%)	量 (g/h)	比率 (%)
T-Cr	5.36	100	5.26	67.6	0.107	2.0	0.073	1.4	-0.05	-0.9
Zn	50.7	100	4.18	8.2	1.71	3.4	0.068	0.1	44.74	88.2
Cu	22.0	100	15.0	68.2	0.965	4.4	0.015	0.1	6.02	27.4
Hg	0.085 2	100	<0.002 8	<3.3	0.001 1	1.3	0.022 2	2.6	(0.081 6)	92.8以上
Cd	0.162	100	—	—	0.005 2	2.7	0.002 3	1.2	(0.184 5)	(96.1)
As	0.10	100	—	—	0.016	16.0	0.005 2	5.2	(0.079)	(76.0)
Pb	4.78	100	0.22	4.6	0.005	0.1	0.014	0.3	4.541	65.0

注 (1) 乾燥ケーキ 60.0kg・ds/h, 熔融スラグ 14.8g/h, 排ガス量 573Nm³・dry/h として算出した。

(2) 不明分は, 乾燥ケーキ含有量から熔融スラグ, ばいじん, ヒューム含有量を差し引いたものを示し, 算出不能については () 内に示す。

階段炉と同様, 重金属の収支を表 1. 2 7 に示す。Cr と Cu は, ほとんど熔融スラグとして回収することができるが, 他の重金属は不明のものが多くなっている。熔融炉の場合, 燃焼温度が高いので, 他の形式の炉に比べて炉から飛散する重金属は多いと考えられるが, 排ガス温度は排ガス処理で他の炉と同様 60℃ 以下となるため, 大気へ放出する金属はほとんどないを考える。

参 考 文 献

- 1) 清水治, 内村輝美他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理—汚泥焼却炉の検討—」クボタ技報 Vol. 14 1983
- 2) 衣笠美弘, 清水治他「噴流式汚泥焼却炉について」第 7 回下水道研究発表会講演集 p85 昭和 45 年
- 3) 衣笠美弘, 清水治他「噴流式焼却炉による各種汚泥の処理について」第 8 回下水道研究発表会講演集 p294 昭和 46 年
- 4) 衣笠美弘, 清水治他「噴流式汚泥焼却システムの実施例」第 9 回下水道研

究発表会講演集 p294 昭和47年

- 5) 衣笠美弘, 清水治「食品廃水処理における汚泥処理について」New Food Industry Vol. 13 No. 2
- 6) 平岡正勝「スラッジの処理技術と装置」化学工学協会編 培風館
昭和53年10月
- 7) 篠本敬三「用廃水処理によって生成したスラッジの処理, 処分について」環境技術 Vol. 1 No. 1 (1972)
- 8) Frank. P. Sebaslhian and Paul J. Cardinal, C. E. Octobr 14 (1968)
- 9) H. A. Becker Chem Engng. Sci Vol. 13 No. 4 June (1961)
- 10) M. A. malek and Benjamin C. YLu T & EC Process Design and Development Vol. 4 No. 1 Jaunary (1965)
- 11) K. B. Mahur and P. E. Gishler A. I. Ch. E. Journal Vol. 1 No. 2
- 12) Louis A. Madonna and Ricardo F. Lama I & EC. Vol. 52 No. 2 (1960)
- 13) W. S. Peterson The Canadian J of C. E. October (1962)
- 14) 国井大蔵「流動化法」日刊工業新聞社 昭和37年10月25日
- 15) H. Weiland and K. Kalmbach, Die Analage der Stadt Lansanne Jur Verbrennung Von. adwasserschlam. Nach dem Wirbelschichtverfahren, Br Brennest -Warme -Kraft 18 Nr 5 Mai pp231 ~ 235 (1966)
- 16) Will ard M. Dow and Max Jakob C. E. P. Vol. 47 No. 12
- 17) 桐栄良三「乾燥装置」日刊工業新聞社 昭和50年2月10日
- 18) 衣笠美弘, 清水治, 河杉忠昭, 他「噴流式焼却システムについて」公害防止産業 VOL 2 No. 3 (1972, 3)
- 19) 衣笠美弘, 清水治 「噴流式焼却システムについて」 石油と石油化学 VOL 16 No. 2 (1972)
- 20) 国土計画協会 「深芝処理場脱水ケーキの処理処分に関する実験成績調査報告書」 昭和48年5月31日
- 21) 桐生市, 日本下水道事業団「桐生市境野環境衛生センターにおける空気吹込低温熱処理パイロットプラントの技術調査報告書」 昭和55年3月

- 22) 神戸市，日本下水道事業団 「神戸市における汚泥処理小規模プラントに関する技術調査」 昭和54年度 S 5 5 年3月
- 23) 藤内博征，石原栄彰，阿部清一，他 「下水汚泥焼却溶融処理システムの開発」 (第1報) クボタ技報 VOL 5 № 2 (1980年12月)
- 24) 藤内博征，石原栄彰，阿部清一，他 「下水汚泥焼却溶融処理システムの開発」 クボタ技報 VOL 6 № 1 (1981年7月)
- 25) 平岡正勝，清水治 「各種濃縮設備のエネルギー効率化」 汚泥研究年報 1982 環境技術研究会
- 26) 平岡正勝，清水治，他 「下水汚泥処理システムのエネルギー評価」 汚泥研究年報 1983 環境技術研究会

第2章 汚泥焼却プロセスのエネルギー評価

以上、噴流式の流動層炉，階段式炉，および焼却溶融炉について，実験プラントによる運転結果を中心に述べてきたが，表2.1にこれら焼却炉の原理，構造やその特徴の要約を示す。¹⁾次に，低温加圧熱処理プラントと上記焼却炉との組み合わせによるシステム評価を行った。処理フローとしては，入口汚泥濃度を高く安定させるために立型遠心濃縮を設けること，熱処理は低温加圧熱処理方式とし，反応温度 165°C ，反応圧力 9.0 kgf/cm^2 ，空気吹込量 $13\text{ Nm}^3/\text{m}^3$ 汚泥を用いること。また汚水処理として長時間活性汚泥法による分離液処理，臭気処理として次亜塩素酸ソーダの酸化とチオ硫酸ソーダによる還元と，酸性亜硫酸ソーダによるアルデヒド除去を行う二次洗浄方式を用いた。

また，焼却炉は，ケーキ水分を50%その発熱量を $4000\text{ kg/kcal}\cdot\text{ds}$ として計算する。施設の規模としては処理人口20万人都市を考え，熱処理設備は予備機を含めて $15\text{ m}^3/\text{h}\times 3$ 系列，脱水機は $120\text{ m}^2\times 3$ 台（内1台予備）とし，焼却炉は熱処理での汚泥の分解を考慮して 40 t/d 1台として設備計算を行った。

上水の使用は，ボイラ給水と脱臭用の補給水のみとし他の冷却水，洗浄水，雑用水等は二次処理水の砂ろ過水を用いていることとしたため，水の費用は零となり，送水用のポンプを電力費の中で計算した。薬品は焼却炉の SO_x 除去の NaOH 以外は全て脱臭用である。他の薬品としてボイラの静缶剤やイオン交換樹脂があるが費用として小さいため，消耗品費の中に入れた。また，消耗品費の最も大きいものに脱水機のろ布が入っており，年間約1千万円ほど必要とする。焼却灰の処分費はストーカ炉と噴流層炉は， 5000 円/m^3 とし，溶融スラグは再利用が可能なので処分費は零とした。表2.2にその計算結果を示す。

電力費は階段炉，噴流炉はほぼ同程度であるが，溶融炉では乾燥機の動力と乾燥機用のファンや，冷風送風機，熱風排風機が加わるため高くなる。一方，燃料費では焼却炉においては，いずれの形式の炉とも補助燃料を必要とせず，余剰の熱をボイラで回収しているが，熱処理と燃焼用空気の加温および白煙防止に必要な蒸気のすべてをまかなうことができず，不足蒸気を専焼ボ

表 2. 1 各種焼却炉の性能比較検討書

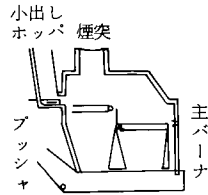
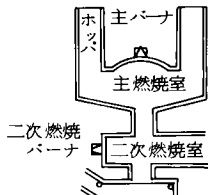
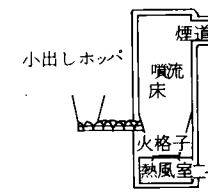
	階段式炉	焼却熔融炉	噴流層炉
構 造			
設計数値			
炉入口熱風温度	350~400℃	150~200℃	400~500℃
炉内温度	800~900℃	1350~1400℃	800~850℃
炉出口温度	600~700℃	1000~1100℃	800~850℃
空 気 比	1.2	1.25~1.55	1.35~2.0
炉投入ケーキ含水率	50~60% (乾燥機が必要)	10~20% (乾燥機が必要)	30~50% (乾燥機がある方が有利)
炉 床 負 荷	100~130kg/m ² ・h	100~110kg/m ² ・h	640~1000kg/m ² ・h
燃焼室負荷	80,000~13,000 kcal/m ³ hr	1000000~1300000kcal/m ³ ・h	230000~300000kcal/m ³ ・h
炉出口ダスト	1.8~4.6 g/Nm ³	0.34~0.61 g/Nm ³	90~120 g/Nm ³
熱 回 収 率	33~35%	30~35%	30~32%
焼却灰 かさ比重	0.9	1.27	0.76
比較検討 燃 焼 状 況	燃焼室は乾燥段、燃焼段、後燃焼段に区分される。乾燥段 200~400℃、燃焼段 800~900℃向流型であるので、乾燥行程の未燃性ガスは燃焼及び後燃焼で、完全酸化が可能。熱効率を高め、クリンカ防止のため、攪拌、反転、もみほぐしが必要。	汚泥を高温状態(1350~1400℃)で処理し、有機物の燃焼エネルギーを利用して、無機物をスラグ化する。逆円錐形の主燃焼室とその下部の二次燃焼室とからなる。	乾燥、燃焼、後燃の区別がなく短時間に3行程が同時に起こる。炉内温度は800~850℃である。完全燃焼しやすいように炉の前に乾燥解砕する予備処理行程を備える必要がある。
操 作 方 法	負荷変動に対する耐性は小さいので定量供給装置を設ける必要がある。	主燃焼室温度を熔融化に必要な温度(1300~1400℃)に設定する。熔融炉内は負圧とする。	炉の応答が速いのでスタートアップが容易である。特に間欠運転にはこの形式炉がよい。
設 備 容 量	乾燥、燃焼、後燃とフローが横に流れるため、敷地面積を多くとる。特にケーキが難燃焼の場合には、後燃焼面積を多くとる必要がある。通気が全平面に均一に行われ吹抜現象を生じないようにする。通気の見詰りをなくし落じん量を少なくする。	1基あたり10~100t/dの処理能力があり、堅型であるため敷地面積は少なくすむ。	高負荷で運転できるので、設備容量を小さくできる。流動層を形成するため、炉径に限界があり100t/d以下の炉が好ましい。
焼却灰の状態	静止したストーカ上の燃焼となるため焼却灰は、半熔融の軟質クリンカ状となる。	スラグは、建設資材に利用可能。	燃焼効率は高く、未燃損失は少ない。灰が排ガスとともに炉外に出ていくため、灰の回収が必要であり、機器に灰が付着する可能性がある。
点 検 補 機	複雑な機械はないのでメンテナンスは比較的容易である。	高温であり、かつ構造が複雑なので、メンテナンスに労力を要す。	炉体内部に機械的可動部がないので、メンテナンスは容易である。
臭 気 関 係	高温燃焼するため特に問題はない。	同 左	同 左
乾 燥 機	含水率が高い場合は必要。	供給ケーキは、エネルギー的に含水率20%以下が良いので必要。	流動に適した平均粒子径にするために必要。
そ の 他	炉上部に廃熱ボイラが設置できる。	減量率が大い。	高負荷処理ができるため装置容量が小さい。
実 績	多段炉は多くないが、比較的多い。特に熱処理設備がある処理場での実績は多い。	国内での実績は少ない。	8~50t/dの実績は比較的多い。

表 2.2 低温加圧熱処理システムと他方式のコスト比較

	方式	強制濃縮・熱処理・階段炉	強制濃縮・熱処理・溶融炉	強制濃縮・熱処理・噴流炉	加圧脱水・多段炉①	通心脱水・多段炉②					
設計条件	処理固形物量	20 t・ds/d									
	各工程での水分量	入口11%, 濃縮汚泥4%, 脱水40%			入口1%, 濃縮3%, 脱水65%	入口1%, 濃縮3%, 脱水78%					
	汚泥の性状	可燃分80%, 発熱量4,000kcal/kg・ds			—	—					
設備概要		遠心濃縮 20m ² /h×6台(内1予備)熱処理 12m ² /h×3台(内1予備)脱水 120m ² ×3台(内1予備)			薬注 120m ² ×5台(内1予備)	薬注 10m ² /h×4台(内1予備)					
		焼却炉 40ton/d	乾燥 17.6ton/d, 焼却炉 30ton/d	焼却炉 40 ton/d	20ton・ds/dの場合120ton/d	20 tda/dの場合100ton/d					
維持管理費	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額	使用量	金額	
	基本電力料金 (2.125円)	698.8kW	47,900円/d	782kW	53,600円/d	692.2kW	47,450円/d				
	電力 (16.06円/kWh)	15,977kW/d	257,000円/d	17,868kW/d	287,500円/d	15,884kW/d	254,930円/d	517kW/tds	9,151円/tds	455kW/tds	9,100円/tds
	燃料 (70円/ℓ)	191ℓ/d	13,370円/d	3,797ℓ/d	265,790円/d	934ℓ/d	37,480円/d	重 139ℓ/tds 0.273ℓ/tds	10,272円/tds 19,383円/tds	130ℓ/tds 290ℓ/tds	9,100円/tds 20,300円/tds
	水 (160円/m ³)	96m ³ /日	15,360円/d	104m ³ /d	16,640円/d	92m ³ /d	14,730円/d			130ℓ/tds	26,000円/tds
	Ca(OH) ₂	—						319kg/tds	6,699円/tds		
	FeCl ₃	—						53kg/tds	3,590円/tds		
	高分子凝集剤									10kg/tds	18,000円/tds
	焼却用NaOH (24%/ℓ)	2,056ℓ/d	49,340円/d	2,056ℓ/d	49,340円/d	2,056ℓ/d	14,720円/d	(9.8kg/tds)	(681円/tds)	10kg/tds	3,500円/tds
	脱臭用	12,890円/d		12,890円/d		12,890円/d					
小計	395,931円/d (19,800円/tds)		685,763円/d 34,300円/tds		416,711円/d 20,800円/tds		49,726円/tds		62,600円/tds		
消耗品、定期検査費 その他施設費1年	56,898,800円/年 155,890円/d		58,883,880円/年 161,320円/d		58,036,800円/年 159,000円/d		44,200,000円/年 121,000円/d		33,000,000円/年 90,000円/d		
処分費	4 t/d÷0.9 22,200円/d		再利活用 0円/d		4 t/d÷0.76 26,300円/d		11.4t/d÷0.9=12.7m ³ /d 63,500円/d		4t/d÷0.9=4.4m ³ /d 22,200円/d		
メンテナンス合計	178,090円/d (8,905円/tds)		161,330円/d (8,067円/tds)		189,300円/d (9,265円/tds)		184,500円/d (9,225円/tds)		112,200円/d (5,610円/tds)		
維持管理費	574,024円/年 (28,700円/tds)		847,093円/年 (42,355円/tds)		602,011円/年 (30,101円/tds)		58,951円/tds		68,210円/tds		

①大阪府川俣処理場の例 ②事業団、既存焼却設備の評価より

イラにより補っている。階段式炉では、空気比が1.2と低く、また、ボイラでの熱利用率が33%と高いため、燃料は191ℓ/d(9.55ℓ/tds)と少ない。噴流層炉では、階段式炉と同様に過剰空気比を少なくするため、排ガス循環を行っているが、空気比が1.33と高く、ボイラでの回収を30%とするため、燃料費が534ℓ/d(26.7ℓ/tds)と多くなる。焼却溶融炉では、炉の空気比は1.2以下であるが、二次燃焼室で冷却用の空気を入れるため、全体として空気比は1.4程度となる。さらに炉温が高いため放熱損失を30%とするため、燃料が3,797ℓ/d(190ℓ/tds)と大きくなる。

これらの設備は全て建屋に入れることとして設計したが、いずれも49m×40m×20mHの建屋内におさまる。そのため、悪臭の風量はいずれも18,000m³/hとなった。

詳細な設計計算及び配管図等は省略するが、人件費を除いた維持管理は、階段式炉が28,701円/tds、噴流炉で30,101円/tds、焼却、溶融炉で42,354円/tdsとなった。²⁾

これらの炉の形式の選定には建設費や維持管理費が大きなポイントになるが、一方で現在のように焼却灰の処分地の問題や灰の安定性が問われる時に

は、焼却溶融炉により灰を最も安定な状態にし、軽量骨材や土壌改良材とする方式が最もよいし、比較的小規模で炉の連続運転ができない場合には、噴流層炉が優れている。いずれにしても低温加圧熱処理システムの維持管理費は、生脱水埋立処理よりも安くなる。³⁾

参 考 文 献

- 1) 清水 治, 内村輝美他「低温加熱処理による下水汚泥の処理－汚泥焼却炉の検討－」クボタ技報 vol 14 1983
- 2) 平岡正勝, 清水 治他「下水汚泥処理システムのエネルギー評価」汚泥研究年報 1983 (環境技術研究会)
- 3) 清水 治, 大島秀晴, 古北克「下水汚泥の処理プロセスの評価」京都大学環境衛生工学会第5回シンポジウム講演論文集

第4編 汚泥処理システムのエネルギー評価

汚泥処理施設を計画するに当り、まず設計者が行わねばならないのがその処理方式の選定である。現在、汚泥処理・処分に用いられる単位操作、装置は、多種多様である。一方、発生する汚泥の最終形態は、その処理場の規模や立地条件などで決定せねばならない。例えば都市部に於ては、汚泥の処分地の確保から焼却灰による埋立処分を考えねばならない。また、山間部等の地方都市では、脱水ケーキの乾燥処理やコンポスト化による汚泥の有効利用や、脱水ケーキのままの埋立処分が可能となる。一方これら最終形態までに致る処理プロセスは多岐多様であり、それぞれあたえられた諸条件による最適計算をおこない、システム評価をする必要がある。

本研究では、第1，2，3編でそれぞれ濃縮、調質・脱水、および乾燥・焼却の各单位プロセスごとのエネルギー効率化とその運転データに基づくエネルギー量の算出を行った。第4編では、本論文の結論として、水処理施設から発生する、汚泥の濃縮・脱水、焼却までの一連の汚泥処理システムのエネルギー評価を行う¹⁾。そのため、設計担当者が、それぞれの処理場の立地条件に合った計算を容易に行うため、パソコンシステムを活用し、画面を見ながらそれぞれの汚泥処理プロセスの評価を行いシステム解析を可能とするプログラムを作成する。即ち、処理フローを各单位操作ごとにブロック化し、ブロックごとの物質収支、熱収支、およびエネルギー量算出のプログラムを作成する。これをサブルーチン化しておいて、設計者が、種々の処理方式を選択しながらそれぞれのtotalコストを算出できるようにする²⁾。

各計算は前編の各单位プロセスのエネルギー効率化実験結果をもとに、処理対象人口200,000人程度の下水処理場の汚泥処理の物質収支計算よりプラントのモデル計算を行い、汚泥濃縮効果を中心に、エネルギー効率化について単位固形物当りの電力量、補助燃料、薬品量及び、全処理コストについての計算を行う。

参 考 文 献

- 1) 清水治，大島秀晴，他「下水汚泥の処理プロセスの評価」京都大学環境衛生工学会第5回シンポジウム講演論文集 昭和56年8月
- 2) 平岡正勝，清水治，他「下水汚泥処理システムのエネルギー評価」汚泥研究年報1953 環境技術研究会

第1章 汚泥処理システムのモデル化

計算を容易にするため、下水処理場の処理プラントを各单位操作ごとにブロック化する。図 1.1 に下水処理場のモデル化したフローを示す。水処理施設は、¹⁾

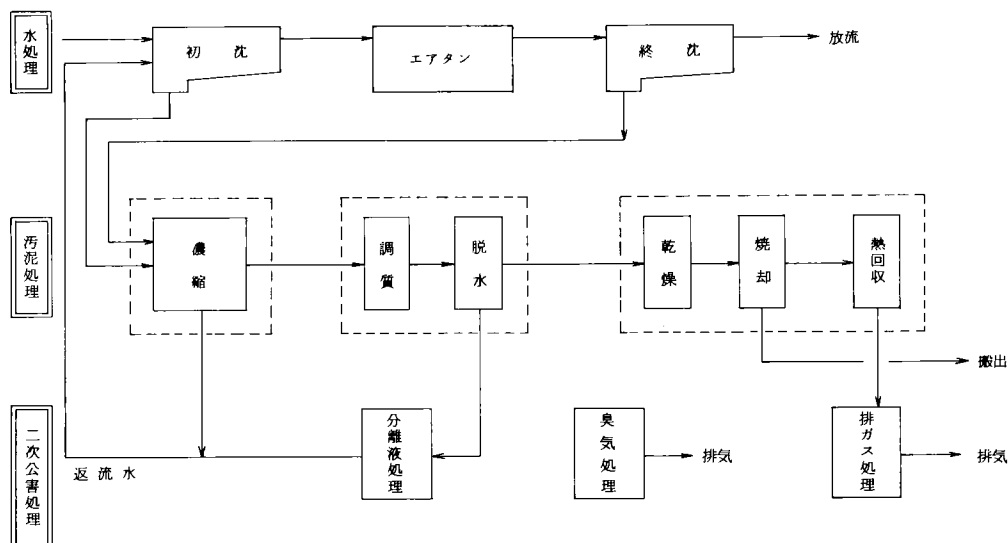


図 1.1 下水汚泥処理プロセスフロー

前処理プラントとして粗目、細目の除塵機と沈砂池およびポンプ程度の設備を考え、水処理設備は、最初沈殿池と標準活性汚泥法による曝気槽、最終沈殿池、および塩素殺菌を考える。これらの水処理での電力消費量は、下水道施設省資源、省エネルギー化調査委員会の報告による流入汚水量 1 m^3 当り、約 0.3 kW を用いることとした。²⁾

汚泥処理のブロックは、メインの処理プロセスである濃縮、調質・脱水、および乾燥・焼却熱回収・排ガス処理を3ブロックとし二次公害プロセスとして、分離液処理プラントと臭気処理プラントの2ブロックに別ける。

水処理施設から、初沈汚泥が、別々に汚泥処理施設の濃縮設備に入ってくる。今回のエネルギー評価を行うための、検討プロセスを表 1.1 に示す。

表 1.1 評価対象プロセス

濃 縮	脱 水		焼 却	
	調 質	脱 水	乾 燥	焼 却
重力濃縮槽	石灰・塩鉄	真空脱水機 加圧脱水機	蒸気乾燥機	流動層炉
	高分子凝集剤	遠心脱水機 ベルトプレス型脱水機		階段式炉
遠心濃縮機	低温加圧熱処理	加圧脱水機		焼却熔融炉

濃縮プロセスは、第 1 編で初沈汚泥と混合汚泥用に重力濃縮槽、余剰汚泥用濃縮機として、立型遠心濃縮機と加圧浮上濃縮槽をエネルギー評価した。²⁾ 今回のエネルギー評価では、汚泥濃度を 3, 4, 5 % に設定し、重力濃縮槽単独では汚泥濃度 3 %, 初沈汚泥を重力濃縮槽で、余剰汚泥を立型遠心濃縮機を用いる分離濃縮方式で 4 %, 混合汚泥を重力濃縮後立型遠心濃縮機でさらに濃縮する二段濃縮方式で 5 % とする。³⁾ 物質収支は濃縮槽の S S 回収率を 40, 60, 80 % に対して返流水量および、固形物循環量を算出する。汚泥処理施設から発生する返流水は水処理施設の沈砂池へもどすこととする。そのため、返流水に対する電力消費量は前述の水処理施設の電力量と同様 0.3 kW/m^3 となり、返流水量に対しては、この値を汚泥処理エネルギーに加算する。

次の調質脱水は一つのプロセスとして取り扱う。

調質では、薬注法として石灰塩鉄の無機凝集剤と高分子凝集剤による有機凝集剤を、無薬注法として低温加圧方式による熱処理を対象とした。脱水プロセスは、無機凝集剤用として、真空脱水機と加圧脱水機を、有機凝集剤用として遠心脱水機とベルトプレス型脱水機を用いた。⁴⁾ また、無薬注法として、加圧脱水機を用いる。脱水調質プロセスから発生する汚水は、従来、水処理施設へ直接もどされていたが、水処理施設での放流水質基準が高くなるにつれ、返流水は無視できなくなる。特に嫌気性消化法や熱処理プロセスでは、返流水の B O D, C O D は高くなる。そこで熱処理プロセスには、分離液処理施設を設け、

BOD基準で100 mg/ℓ程度にまで処理することとした。そのため、熱処理プロセスにはこの分離液処理のエネルギー量が加えられる。

乾燥、焼却プロセスでは、前処理として乾燥、焼却、さらに、熱回収用の排熱ボイラーと排ガス処理設備を加えた焼却システムとして評価する。⁵⁾対象プロセスは前述したように、流動層炉、階段式炉および焼却溶融炉とした。流動層方式としては噴流式炉を用い、この前処理には蒸気乾燥機を用いることとした。また、従来、熱処理汚泥の焼却に用いられていた階段式炉を蒸気乾燥機と組み合わせることにより、含水率70%以上の薬注脱水ケーキを焼却する階段式焼却システムを省エネ汚泥焼却炉として検討する。さらに、汚泥の最終処分形態として、汚泥を溶融スラグ化し、重金属の封じ込めと、汚泥の骨材化による再利用を可能とする溶融処理システムを評価するため、蒸気乾燥機+焼却溶融炉を加えた。

プラントは全て建屋内におさめ各プロセスから発生する臭気は全て汚泥処理棟内で処理することとし、建屋の大きさより臭気量を決定する。電力消費量は、プラントの全機器を決定し、使用する機器の運転時間から算出した。

参考文献

- 1) 清水治，大島秀晴，古北克「下水汚泥の処理プロセスの評価」京都大学環境衛生工学研究会第5回シンポジウム講演論文集 昭和58年8月
- 2) 下水道施設省資源省エネルギー化調査委員会「下水道施設の省資源，省エネルギー化に関する調査」昭和55年3月建設省都市局下水道部
- 3) 平岡正勝，清水治「各種濃縮設備のエネルギー効率化」汚泥研究年報 1982環境技術研究会
- 4) 清水治，松尾英介，中村一郎「下水汚泥の脱水システムの実際」環境創造 1980/12月
- 5) 清水治，内村輝美他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理—汚泥焼却炉の検討」クボタ技報 14，1983

第2章 汚泥処理プロセスの物質収支と返流水の算出

エネルギー評価に先だって、汚泥処理設備から水処理設備へ返送される排水の量および水質について、汚泥処理設備の物質収支計算を各プロセスフローごとに計算することによって調べた。

ここに検討するプロセスは、大きくわけて生脱水方式と熱処理による無薬注脱水である。下記に示す0～11までの各ユニットプロセスを組み合わせることにより、各プロセスフローを構成する。なお、分離液処理と熱処理濃縮設備は生脱水方式の場合除外される。

第1節 汚泥処理プロセスの選定

前述のように、汚泥処理プロセスを大きく3つの主プロセスと2つの二次公害プロセスにわけた。実際に計算するには、各単位操作ごとにユニット化する必要がある。図2.1に示す、汚泥処理フローの各プロセス出入の記号ごとに、流量、固形物量及び濃度を計算する。汚泥処理のユニットプロセスとしては次の12設備が含まれている。

		関連ルート
濃縮（初沈汚泥用，余剰汚泥用）		1～5
薬注（石灰，塩化第2鉄，高分子凝集剤）		6. 23. 24
熱処理（低温加圧熱処理法）		21. 22. 25. 28
熱処理濃縮（重力濃縮）		7 33
脱水		8. 26. 27. 34
乾燥		9. 29.
焼却		10. 11. 30
熱回収		12. 47
排ガス処理		13. 41. 42
分離液処理		43. 44. 45. 46
臭気処理		35～40. 49
ボイラー		48

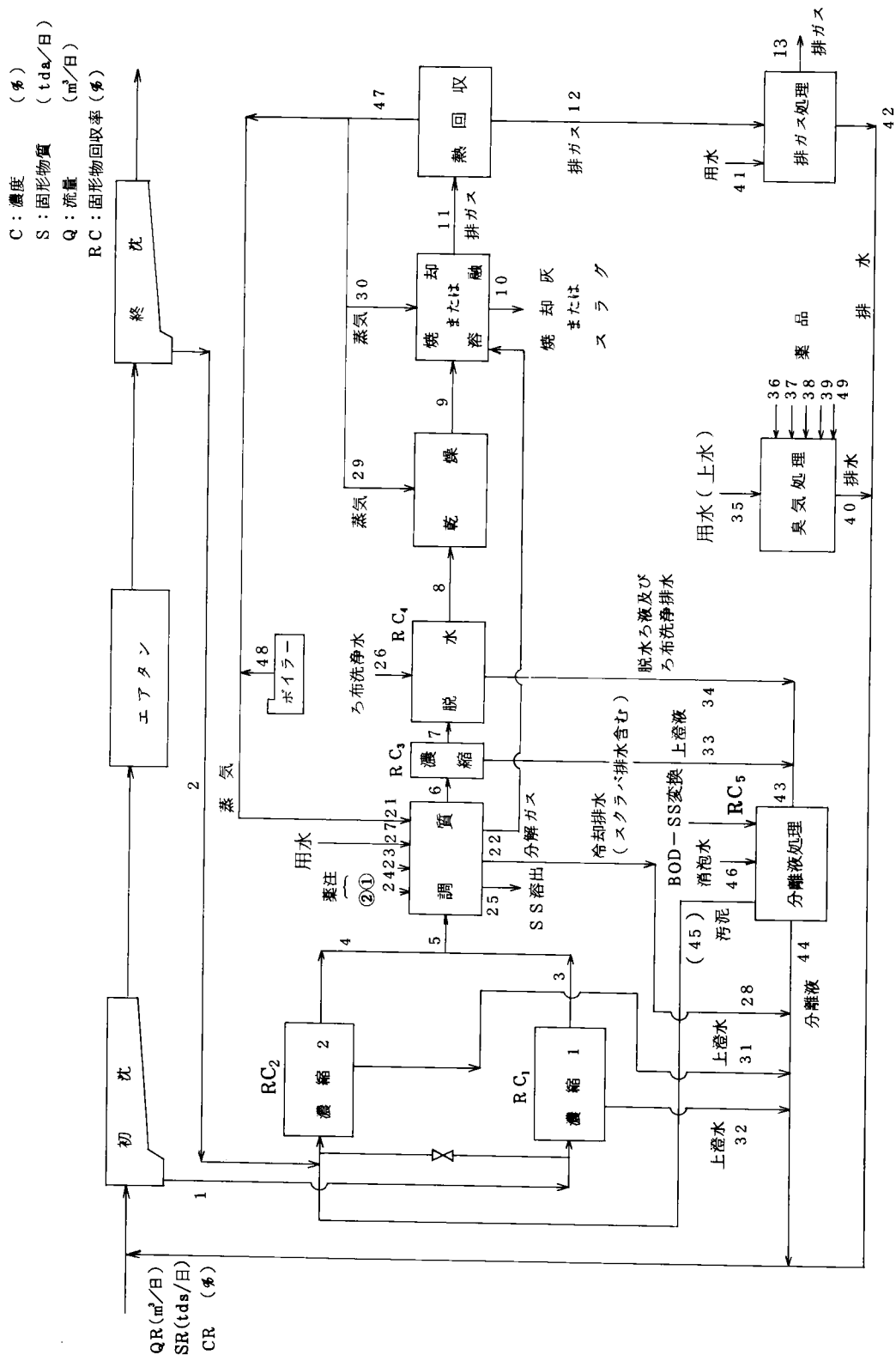


図 2.1 汚泥処理プロセスの固形物収支

これらのユニットプロセスを用いた基本フローは、図 2.2 に示すように、薬注脱水－焼却と無薬注脱水－焼却方式とになる。

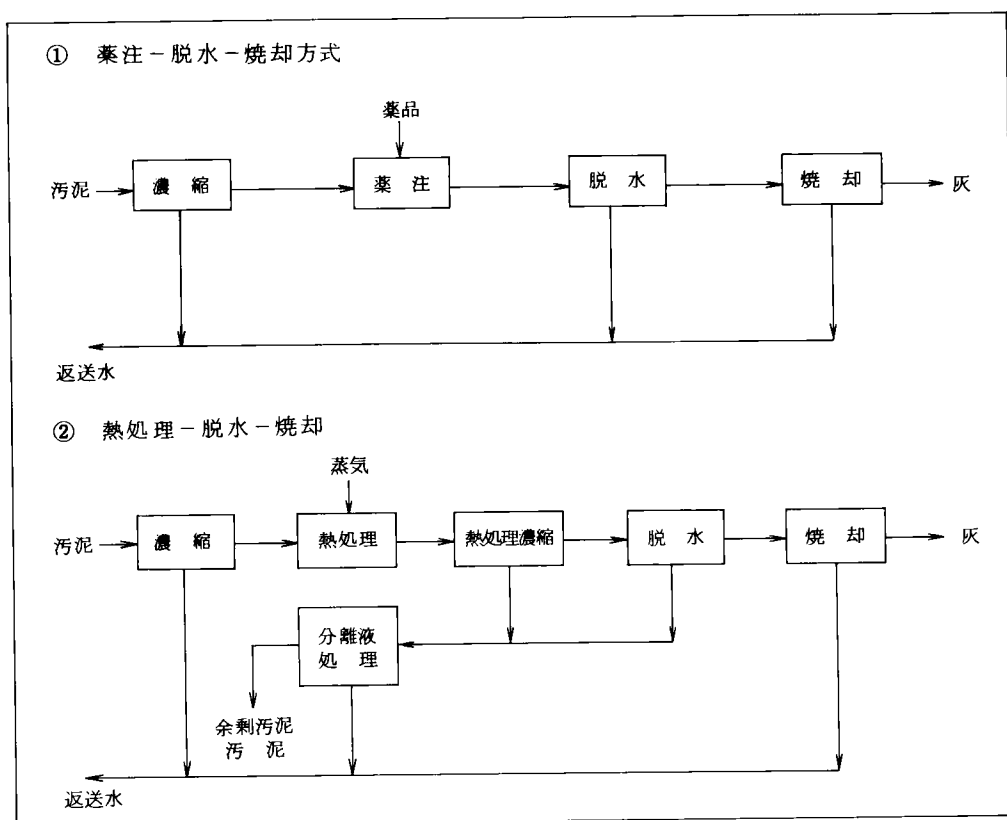


図 2.2 プロセス フロー

薬注方式では、プロセスに加わるのは薬品のみで濃縮槽の上澄液や、脱水ろ液および焼却炉からの排水は返流水として直接水処理施設へもどされる。一方、無薬注プロセスでは、設備として熱処理と熱処理濃縮槽が必要となり、熱処理反応で発生する分離液は、薬注方式の返流水と同程度の水質とするため単独の分離液処理装置を設ける。濃縮槽や焼却炉からの排水は、薬注方式と同じ水質となるため直接水処理施設に返流することにする。

第 2 節 物質収支計算のモデル化と返流水量の算出

物質収支の計算はそれぞれの単位操作により以下の 5 タイプに別けることができる。以下に、それぞれのタイプのモデル化した計算式を示す。

2.1 物質収支の基本タイプ

2.1.1 Aタイプ

Aタイプは最も一般的な計算式で重力濃縮槽や、遠心濃縮機や脱水プロセス等の固液分離操作に適用できる。図2.3に、物質収支のためのフローを示す。図中 は計算機へのインプットデーターである。このプロ

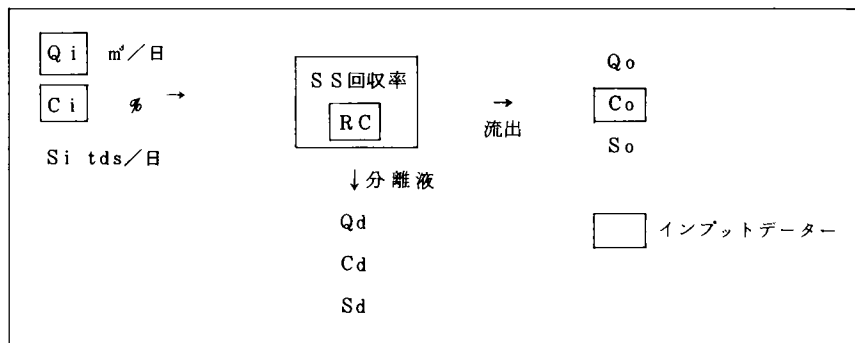


図 2.3 Aタイプ物質収支

セスは、SS回収率 (RC) により、汚泥側に回収されるものと分離液として返流水になるものとわけることになる。計算式は図2.3の記号にしたがい、

$$S_i = Q_i \cdot C_i / 100$$

$$S_o = S_i \cdot RC / 100$$

$$S_d = S_i - S_o$$

$$Q_o = S_o / C_o \cdot 100$$

$$Q_d = Q_i - Q_o$$

$$C_d = S_d / Q_d \cdot 100$$

となる。ここで

Qは流量で $m^3/日$

Cは濃度で %

Sは固形物量で $t/日$

RC は固形物回収率 %

を表わす。また添字の i はユニット入口，o はユニット出口，そして d がそのユニットからの返流水を表わしている。

2.1.2 Bタイプ

Bタイプは，汚泥の調質や脱臭のように薬品を用いるプロセスである。物質収支のフローを図 2.4 に示す。図中には固形物回収率があるが，薬注

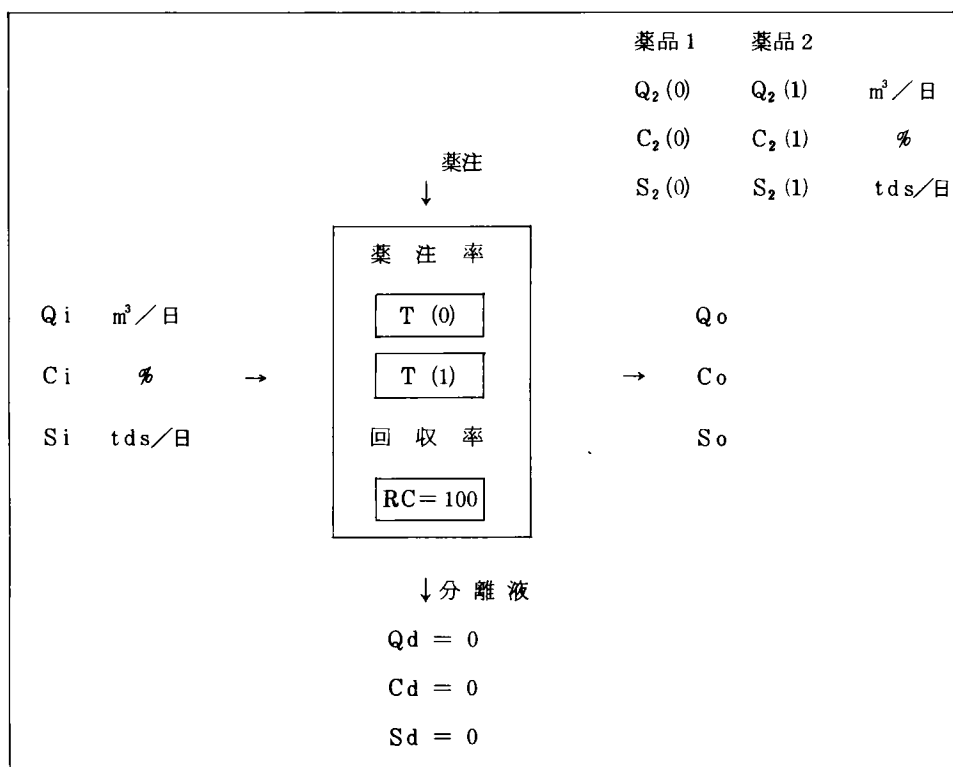


図 2.4 Bタイプ物質収支

プロセスのみを考えるため，回収率は100(%)となり，分離水の発生もない。以下にBタイプでの物質収支の式を示す。

$$S_2(0) = S_i \cdot T(0) / 100$$

$$S_2(1) = S_i \cdot T(1) / 100$$

$$Q_2(0) = S_2(0) / C_2(0) \cdot 100$$

$$Q_2(1) = S_2(1) / C_2(1) \cdot 100$$

$$S_o = S_i + S_2(0) + S_2(1)$$

$$Q_o = Q_i + Q_2(0) + Q_2(1)$$

$$C_o = S_o / Q_o \cdot 100$$

$$Q_d = 0$$

$$C_d = 0$$

$$S_d = 0$$

ここで $T(0)$, $T(1)$ は、薬品 1, 薬品 2 の固形物当りの添加率(%)である。

2.1.3 Cタイプ

このCタイプは熱処理反応に見られる特殊のプロセスである。即ち、系内に蒸気の吹込みがあり流量の増加があるが、一方で分解ガスとして系内の圧力と分解ガスの温度による飽和蒸気圧の比により、蒸気が系外へ流出する。更に系内では、反応により流入固形物の一部が溶出し、溶解性固形物DS(Diluted Solid)となる。図2.5にCタイプの物質収支のモデルを示す。この時の計算式を以下に示す。

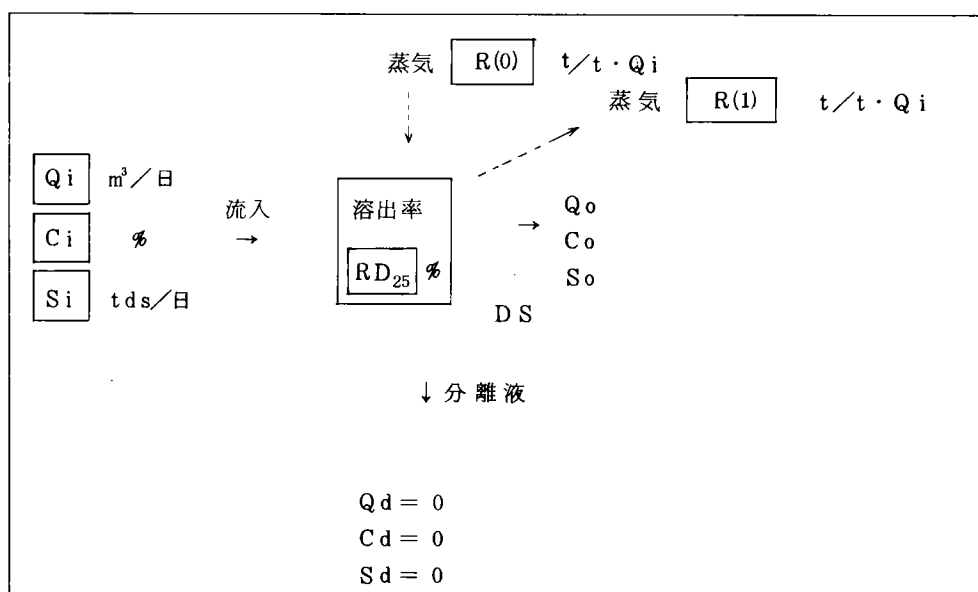


図 2.5 Cタイプ物質収支

$$S_o = S_i \{ 1 - RD_{25} / 100 \} : S_d = 0$$

$$Q_o = Q_i \{ 1 + R(0) - R(1) \} : Q_d = 0$$

$$C_o = S_o / Q_o \cdot 100 : C_d = 0$$

$$RC = S_o / S_i \cdot 100$$

ここで $R(0)$ は熱収支から計算できる蒸気供給率 (—) である。また $R(1)$ は分解ガス中に含まれる飽和蒸気率である。熱処理反応では後述するが (2-1) 式によりもとめられる。

$$R(1) = 0.804 \frac{PR_{22}}{PR_{22} - PH_{22}} \text{ (—) } \dots\dots\dots (2-1)$$

ここで

PR_{22} は反応缶絶対圧力 (kg/cm²)

PH_{22} は反応温度 (165℃) における飽和蒸気圧力 (kg/cm²)

また RD_{25} は第2編の低温加圧熱処理反応で述べた S S 分解率 (%) である,

2.1.4 Dタイプ

Dタイプは乾燥や焼却のように系内で水分の蒸発や有機物の燃焼により汚泥量の減少が起る場合に用いられる。図2.6にDタイプの物質収支フローを示す。乾燥・焼却とも汚泥の減少物は全て排ガスとして系外へ出てゆくため、分離液の発生はない。以下に物質収支を示す。

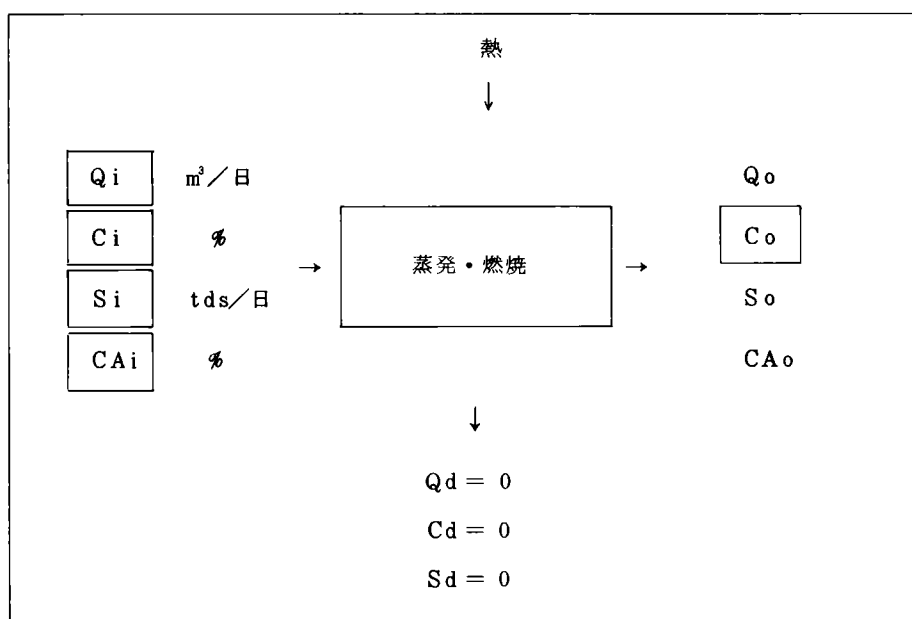


図 2.6 Dタイプの物質汚泥

乾燥の場合

$$Q_o = S_o / C_o / 100$$

$$S_o = S_i$$

焼却の場合

$$Q_o = S_o \cdot CA_o / 100$$

$$S_o = Q_o$$

$$CA_o = CA_i$$

ここで CA_o は、焼却残渣(%)である。

2.1.5 Eタイプ

Eタイプは生物処理のためBOD-SS転換率により固形物の増減がある。物質収支では、曝気槽と最終沈殿池とを合せて計算する。汚泥処理設備で適用するプロセスは分離液処理である。そのため返流水となる分離液は、活性汚泥の処理水で、系の出口は沈殿池からの余剰汚泥である。図 2.7 に Eタイプの物質収支のモデルフローを、以下に物質収支計算を示す。

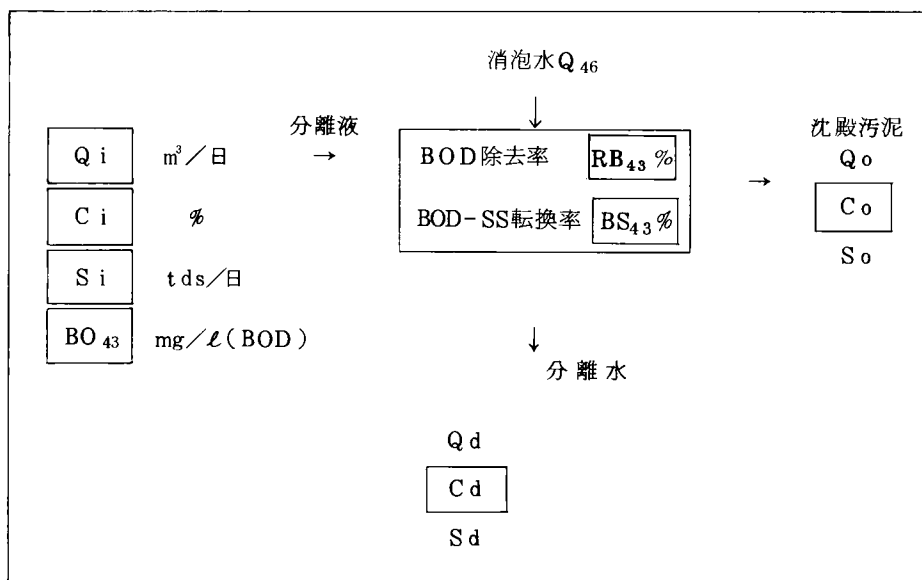


図 2.7 Eタイプの物質汚泥

$$S_i = S_i + Q_i \cdot BO_{43} \cdot 10^{-6} \cdot RB_{43} / 100 \cdot BS_{43} / 100 \text{ (BOD-SS 転換後)}$$

$$C_i = S_i / Q_i \cdot 100$$

$$S_d = (C_o \cdot Q_i / 100 - S_i) / (C_o / C_d - 1)$$

$$S_o = S_i - S_d$$

$$Q_d = S_d / C_d \cdot 100$$

$$Q_o = S_d / C_d \cdot 100$$

ここで BO_{43} は 入口 BOD 濃度 (mg/ℓ)

BS_{43} は BOD - SS 変換率 (%)

RB_{43} は BOD 除去率 (%)

である。

2.2 返流水による負荷計算

計算は図 2.2 に示す汚泥処理プロセスの単位操作ごとに計算される。前述した各タイプの物質計算モデル式より得られる汚泥処理プロセスごとの固形物収支計算書を表 2.1 に示す。この計算書の集計より汚泥処理プロセスからの返流水等をもとめることができる。即ち、返流水量は

$$QR = \sum_{K=0}^N Q_d(K)$$

また、その時の返流水等固形物量は

$$SR = \sum_{K=0}^N S_d(K)$$

そこで返流水中の固形物濃度は

$$CR = SR / QR \cdot 100$$

となる。しかし処理量は、各プロセスでの回収率が影響する。回収されなかった固形物は、水処理への返流水となるが、この返流水により水処理で発生する汚泥量が異なる。そのため、本プロセスでは水処理で発生する固形物が汚泥処理設備で処理する固形物質とし、例えば脱水機で処理される汚泥の固形物量が水処理で発生する固形物量になるまで収束計算を行ない図 2.7～2.9 のような物質収支図を作成する。図 2.8 は、分離濃縮・加圧脱水・流動層方式の一例である。但し、プロセスフローが熱処理の場合には、熱処理濃縮設備や脱水設備の分離液は、返流水に加算されない。そのかわり分離液処理設備の処理水が返流水量に加算される。

負荷分率はすべて水量と固形物量について計算する。返送水については処理場流入水がベースとなるが、各設備の内訳では、返送水ベースと処理場流入水ベースと２種類計算する。

返送水／流入水

$$\text{水 量} \quad Q_Q = Q_R / Q_T \cdot 100$$

$$\text{固形物量} \quad S_Q = S_R / Q_T \cdot 100$$

各 設 備

返送水ベース

$$\text{水 量} \quad Q_H(K) = Q_d(K) / Q_T \cdot 100$$

$$\text{固形物量} \quad S_H(K) = S_d(K) / S_T \cdot 100$$

第 3 節 計算結果と考察

プロセスフローが決まったら、まず最初に各設備固有の設定値（汚泥濃度，固形物回収率，薬注率）を決めて物質収支計算を行う。計算に際して用いたフローを図 2.1 に示す。図に於て流量を Q （ $\text{m}^3/\text{日}$ ），濃度を C （ $\%$ ），固形物量を S （ $\text{tds}/\text{日}$ ），有機物量を VS （ $\%$ ），固形物回収率を RC （ $\%$ ）とし，各ルートに番号を付け，変数の添字とすることによって各点の状態を記述できるように配慮した。

計算に用いた式のまとめを表 2.1 に示す。物質収支はごく一般的な方法で行ったが，処理量については注意を要する。即ち，各プロセスフローの入口で処理量を統一しても，全体として回収率の低いプロセス程，水処理への返流固形物量が多くなり水処理施設の負荷増加となる。しかも，汚泥処理施設としての処理量は低いものとなる。従って，本計算では，水処理への流入固形物が系外へでる量を処理固形物量とし（分解率は考慮する），この値が $1.0 \text{ tds}/\text{日}$ となるまで収束計算を行い，返流水量返流固形物量をもとめた。各編でのエネルギー評価と同様処理対象人口約 200,000 人程度（流入汚水量 $100,000 \text{ m}^3/\text{日}$ ）の下水処理場を想定して物質収支の計算を行った。この代表例として汚泥濃度 4%，有機物含有率 70% とした時の結果を図 2.8，図 2.9，図 2.10 に示

(8) 汚泥処理固形物収支計算表

☐ は設定値

プロセス No	名 称	Q 流 量 (m ³ /日)	S 固形物量 (Tds/日)	C 濃 度 (%)	そ の 他	RC 固形物 回収率 (%)
1	生 汚 泥	Q ₁	Q ₁ ・C ₁ /100	C ₁	有機物量 VS ₁ (%)	
2	余 剰 汚 泥	Q ₂	Q ₂ ・C ₂ /100	C ₂	有機物量 VS ₂ (%)	RC ₁
3	濃 縮 生 汚 泥	S ₃ /C ₃ ・100	S ₁ ・RC ₁ /100	C ₃	VS ₃ = VS ₁	RC ₂
4	濃 縮 余 剰 汚 泥	S ₄ /C ₄ ・100	S ₂ ・RC ₂ /100	C ₄	VS ₄ = VS ₂	
5	濃 縮 汚 泥	Q ₃ + Q ₄	S ₃ + S ₄	S ₅ /Q ₅ ・100	VS ₅ = (VS ₁ ・RC ₁ ・S ₁ + VS ₂ ・RC ₂ ・S ₂)/(S ₅ ・100)	
6	調 質 汚 泥	Q ₅ + Q ₂₃ + Q ₂₄ + Q ₂₁ - Q ₂₂	S ₅ + S ₂₃ + S ₂₄ - S ₂₅	S ₆ /Q ₆ ・100	VS ₆ = VS ₅ ・S ₅ /S ₆	RC ₃
7	熱 処 理 濃 縮 汚 泥	S ₇ /C ₇ ・100	S ₆ ・RC ₃ /100	C ₇	VS ₇ = VS ₆	RC ₄
8	脱 水 ケ ー キ	S ₈ /C ₈ ・100	S ₇ ・RC ₄ /100	C ₈	VS ₈ = VS ₇	
9	乾 燥 ケ ー キ	S ₉ /C ₉	S ₈		VS ₉ = VS ₈	
10	焼 却 灰	S ₁₀	S ₉ ・(100 - VS ₁₀)/100	100		
11	焼却排ガス(炉出口)					
12	焼 却 排 ガ ス (焼熱ボイラー出口)					
13	焼 却 排 ガ ス (煙突出口)					
14						
15						
16						
17						
18						
19						
20						
21	蒸 気 (熱処理用)	$\frac{1}{1000} \times \{90.1 + (0.0752 \cdot \frac{PH}{PR - PH}) \cdot A_{22}\} \cdot Q_5$	0	0	空気吹込率 A ₂₂ (Nm ³ /m ² - 汚泥) 反応圧力 PR ₂₂ (kg/cm ² abs) 反応温度における飽和水蒸 気圧 PH ₂₂ (kg/cm ² abs) 分解ガス乾ガス量 QD ₂₂ (Nm ³ /日) = A ₂₂ × A ₅ 水蒸気量 QS ₂₂ (kg/日) = QS ₂₂ × PH ₂₂ × 18 PS ₂₂ - PH ₂₂ × 22.4	VS ₁ VS ₂ 一定 の条件で C ₇ 及び脱水方式 によって決定 する
22	熱処理分解ガス中の 水 蒸 気	QS ₂₂ /1000	0	0		
23	脱 水 助 剤 1	S ₂₃ /C ₂₃ ・100	T ₂₃ ・S ₅ /100	C ₂₃	添加率 (流入 ds 当り) T ₂₃ (%)	
24	脱 水 助 剤 2	S ₂₄ /C ₂₄ ・100	T ₂₄ ・S ₅ /100	C ₂₄	添加率 (流入 ds 当り) T ₂₄ (%)	
25	熱 処 理 溶 出 SS	0	S ₅ ・RD ₂₅ /100 → dilute	100	SS 溶出率 (流入 ds 当り) RD ₂₅ (%)	
26	汚 布 洗 浄 水	※1	0	0		

プロセス No	名 称	Q 流 量 (m ³ /日)	S 固形物量 (Tds/日)	C 濃 度 (%)	そ の 他	RC 固形物 回収率(%)
27	調 質 用 水 (脱水 助知溶解水は除く)	$Q_5 + R_{28}$	0	0		
28	汚 泥 冷 却 排 水 (スクラバ排水)	Q_{27}	0	0	冷却水量比 (流入汚泥量に対し) $R_{28} (m^3/m^3) = 3.45$	
29	蒸 気 (乾燥用)	熱収支計算による	0	0	※1 フィルタプレス (乗注方式) $0.331 \cdot S_7 / (C_7 - 1)$	
30	蒸 気 (焼却用)	熱収支計算による	0	0	(熱処理方式) $1.48 \cdot S_7 / (C_7 + 0.125)$	
31	濃 縮 槽 上 澄 水	$Q_1 - Q_3$	$S_1 - S_3$	$S_{31} / Q_{31} \cdot 100$	ベルトプレス $833 \cdot S_7 / (C_7 + 0.533)$	
32	濃 縮 槽 上 澄 水	$Q_2 - Q_4$	$S_2 - S_4$	$S_{32} / Q_{32} \cdot 100$	真空脱水機 $192 \cdot S_7 / (C_7 - 17)$	
33	熱処理濃縮槽上澄水	$Q_6 - Q_7$	$S_6 - S_7$	$S_{33} / Q_{33} \cdot 100$		
34	脱 水 汚 泥 洗 淨 排 水	$Q_7 - Q_8 + Q_{26}$	$S_7 - S_8$	$S_{34} / Q_{34} \cdot 100$		
35	脱 臭 用 水	$QF \times 1.295 \times \frac{LG_{35}}{1000} \times \frac{WS}{100}$	0	0	新水補給率WS(%) - 循環液当り) 液ガス比 $LG_{35} (kg H_2O / kg AIR)$	
36	脱 臭 薬 品 1	$S_{36} / C_{36} \times 100$	$QF \times T_{36} \times 10^{-3}$	C_{36}	処理風量 $QF (Nm^3/H)$ 添加率 (処理風量当り) $T_{36} (kg / Nm^3)$	
37	脱 臭 薬 品 2	$S_{37} / C_{37} \times 100$	$QF \times T_{37} \times 10^{-3}$	C_{37}	添加率 (処理風量当り) $T_{37} (kg / Nm^3)$	
38	脱 臭 薬 品 3	$S_{38} / C_{38} \times 100$	$QF \times T_{38} \times 10^{-3}$	C_{38}	添加率 (処理風量当り) $T_{38} (kg / Nm^3)$	
39	脱 臭 薬 品 4	$S_{39} / C_{39} \times 100$	$QF \times T_{39} \times 10^{-3}$	C_{39}	添加率 (処理風量当り) $T_{39} (kg / Nm^3)$	
40	脱 臭 排 水	$Q_{35} + Q_{36} + Q_{37} + Q_{38} + Q_{39} + Q_{49}$	$S_{36} + S_{37} + S_{38} + S_{39} + S_{49}$	$S_{40} / Q_{40} \cdot 100$		
41	焼却排ガス処理用水	※2	0	0	※2 概算値 $20.6 \times 10^{-5} \times (VS_9 \times H_{VS} + 3.03 \times 10^4 + 9.39 \times 10^4 \times \frac{100 - C_9}{C_9}) \times S_9$	
42	焼 却 排 ガ ス 排 水	Q_{41}	≈ 0	$\times 0$		
43	BOD-SS 転換後の 熱 処 理 分 離 液	$Q_{33} + Q_{34}$	$S_{33} + S_{34} + Q_{43} \cdot BO_{43} \cdot 10^{-6} \cdot RB_{43} \cdot BS_{43} / 10^4$	$S_{43} / Q_{43} \cdot 100$	流入 BOD $BO_{43} (mg / \ell)$, BOD-SS 転換率 BS_{43} (%), BOD 除去率 RB_{43} (%)	$RC_5 = \frac{S_{45}}{S_{43}} \times 100$
44	分 離 液 処 理 水	$S_{44} / C_{44} \times 100$	$(C_{45} - Q_{43} + Q_{46}) / 100 - S_{43} / (C_{45} / C_{44} - 1)$	C_{44}		
45	分 離 液 汚 泥	$S_{45} / C_{45} \cdot 100$	$S_{43} - S_{44}$	C_{45}		
46	曝 気 槽 消 泡 水	$Q_{43} \cdot BO_{43} \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{60 \cdot 24} \cdot \frac{1}{1000} \cdot \frac{PB_{46} \cdot PD_{46} \cdot PN_{46}}{QN_{46} \cdot 1000}$	0	0	曝気槽容積負荷 $LB_{46} (kg BOD / m^3 \cdot 日)$, 水路巾 $PB_{46} (m)$, 水深 $PD_{46} (m)$, 消泡ノズル 1 本当り水量 $QN_{46} (\ell / min 本)$, 消泡ノズル取付ピッチ $PN_{46} (m / 本)$	
47	蒸 気 (廃熱ボイ ラー発生量)	熱収支計算による	0	0		
48	蒸 気 (苛性ボイ ラー発生量)	$Q_{21} + Q_{29} + Q_{30} - Q_{47}$	0	0		
49	脱 臭 薬 品 5	$S_{49} / C_{49} \times 100$	$QF \times T_{49} \times 10^{-3}$	C_{49}	添加率 (処理風量当り) $T_{49} (kg / Nm^3)$	

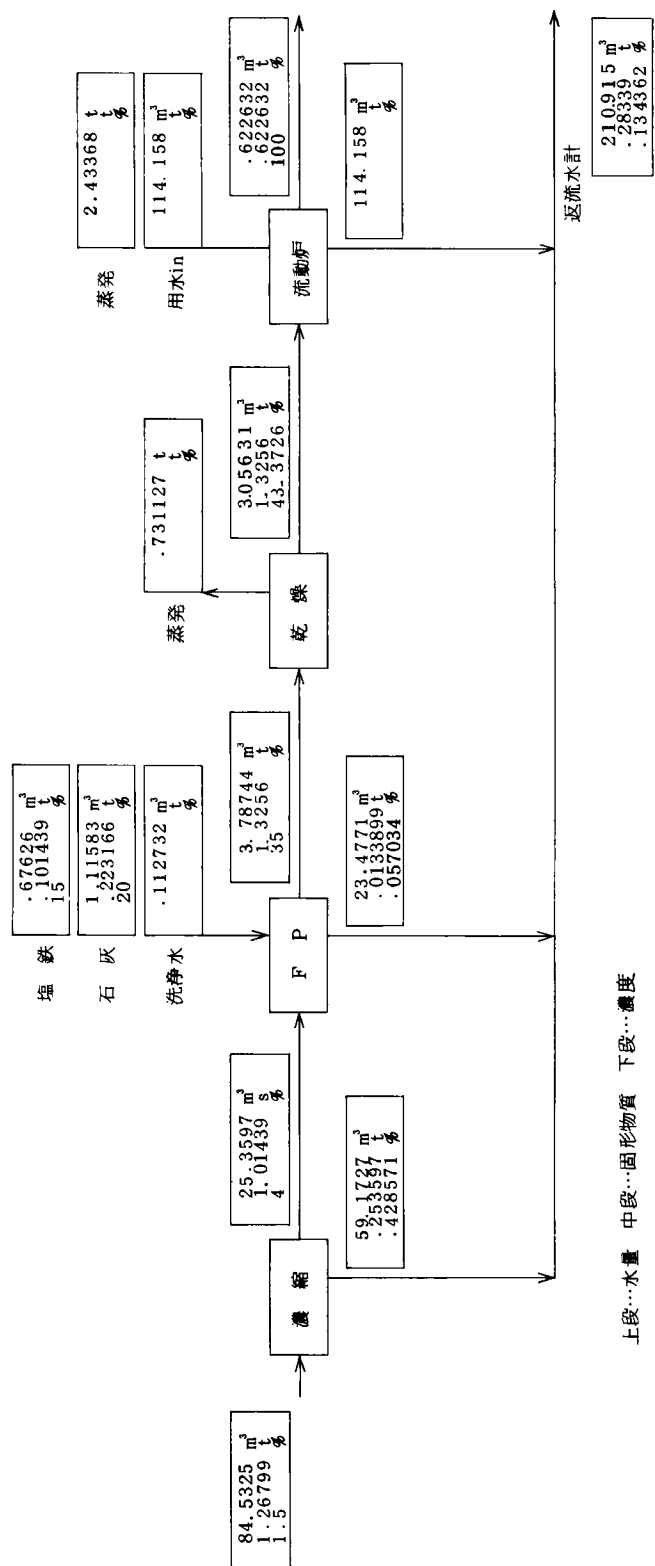
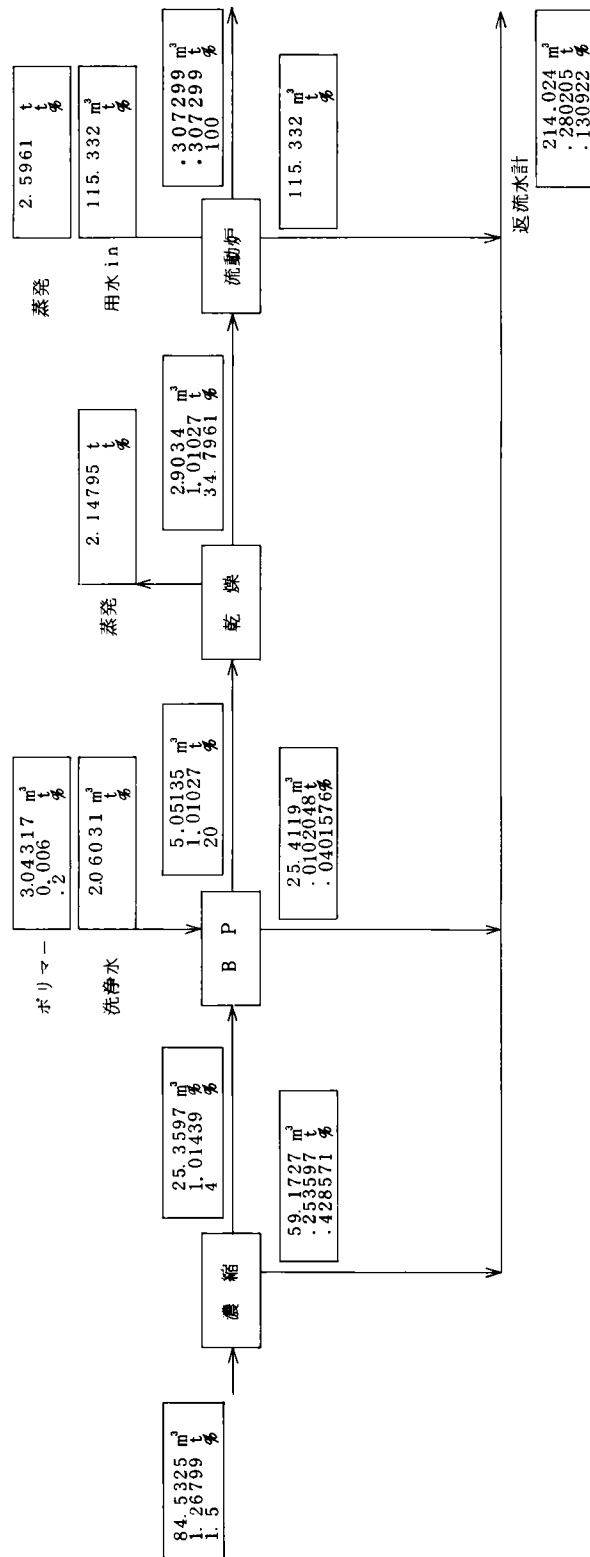
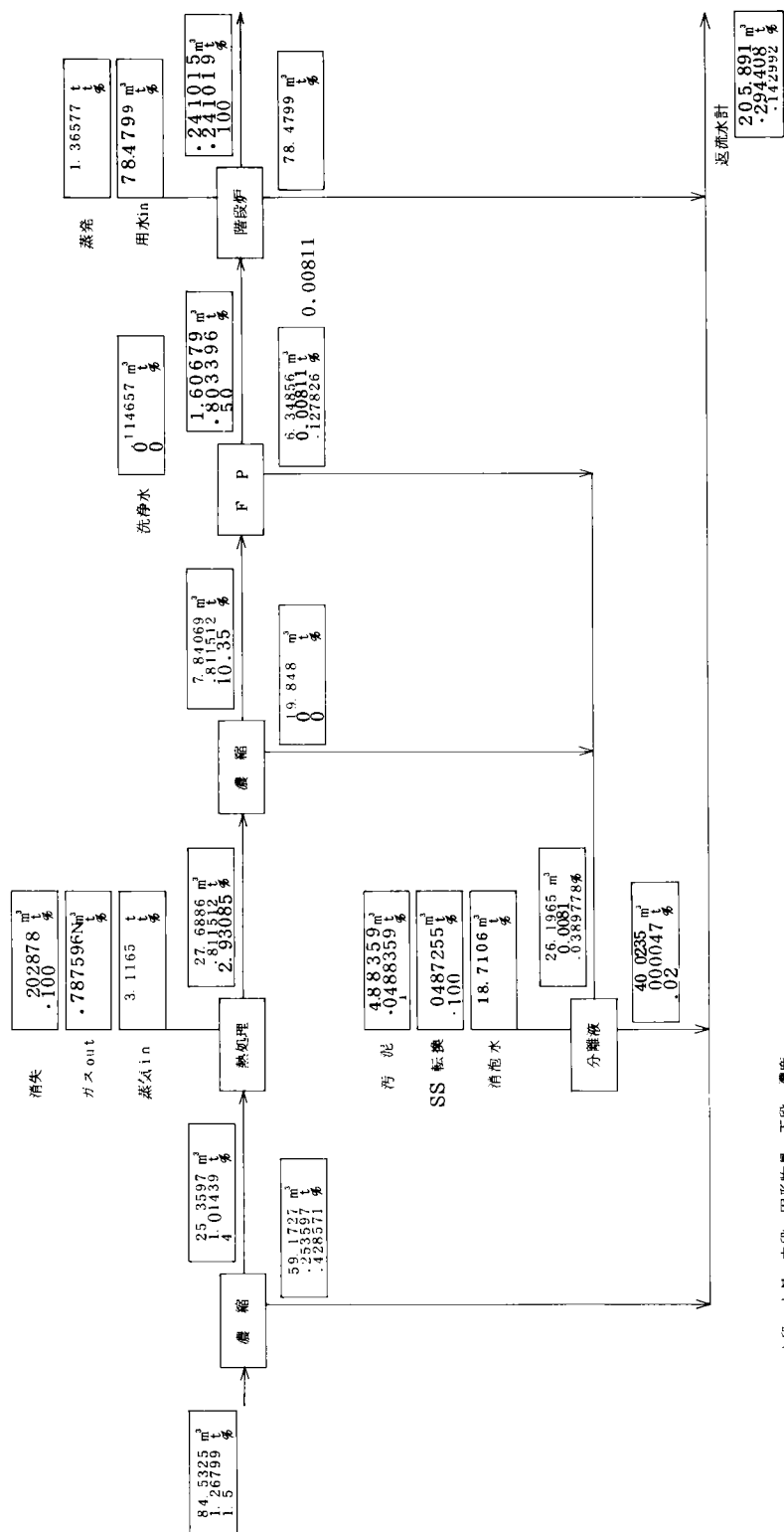


図 2.8 加圧脱水・流動層炉の物質収支計算結果



上段…水量 中段…固形物量 下段…濃度

図 2.9 ベルトプレス型脱水、流動層炉の物質収支計算結果



す。図 2. 8 が石灰・塩鉄の無機凝集剤を用いた加圧脱水機の結果である。焼却炉は、流動層炉である。また図 2. 9 は、高分子凝集剤を用いたベルトプレス型脱水機と乾燥、流動層炉の結果を、図 2. 10 は無薬注方式（低温加圧熱処理）階段式炉の結果を示す。計算結果は全て、水処理設備での汚泥発生量を 1 tds に対して行った。

前述のように脱水機で回収される実固形物量を 1 t とするため、汚泥処理の入口である濃縮設備に入る固形物量は約 1.27 t となる。加圧脱水やベルトプレスでの返流水は濃縮槽と脱水ろ液および焼却炉からの排水となるが、返流水の固形物負荷としては濃縮設備からの上澄液の負荷が最も大きく、次に脱水ろ液である。一方焼却炉からの排水は、灰出の冷却水と排ガスの冷却水であるが、有機物は含まれないため、返流水の固形物負荷は 0 とした。熱処理の場合は、脱水設備でケーキ含水率を 50 % まで脱水するため熱処理濃縮槽の上澄水と脱水ろ液との分離液量は他方式より多い。その上、熱処理の分離液は前述したように BOD が高いため、活性汚泥による長時間曝気処理を行うため、返流水負荷は他方式と変らない。

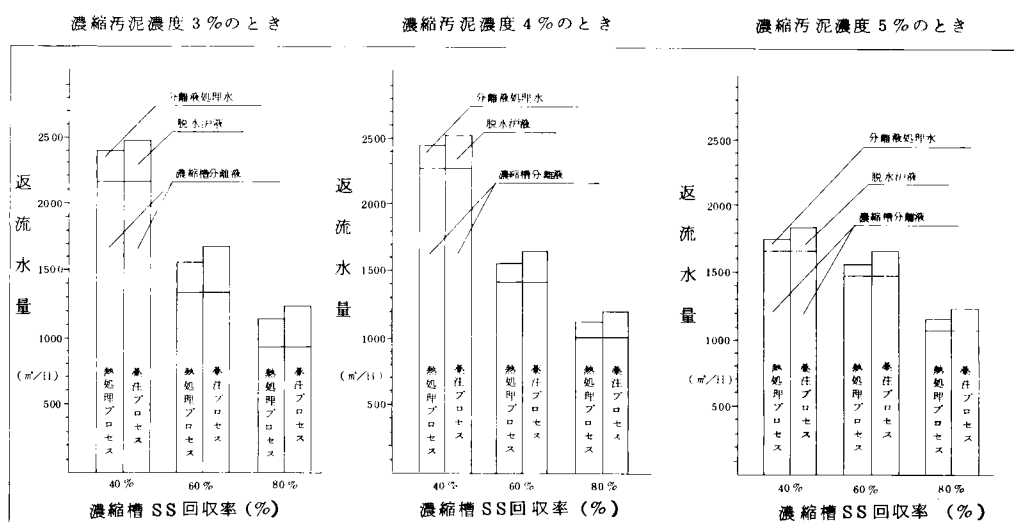


図 2.11 返流水量の内訳（流入汚水量 100,000 m³/日）

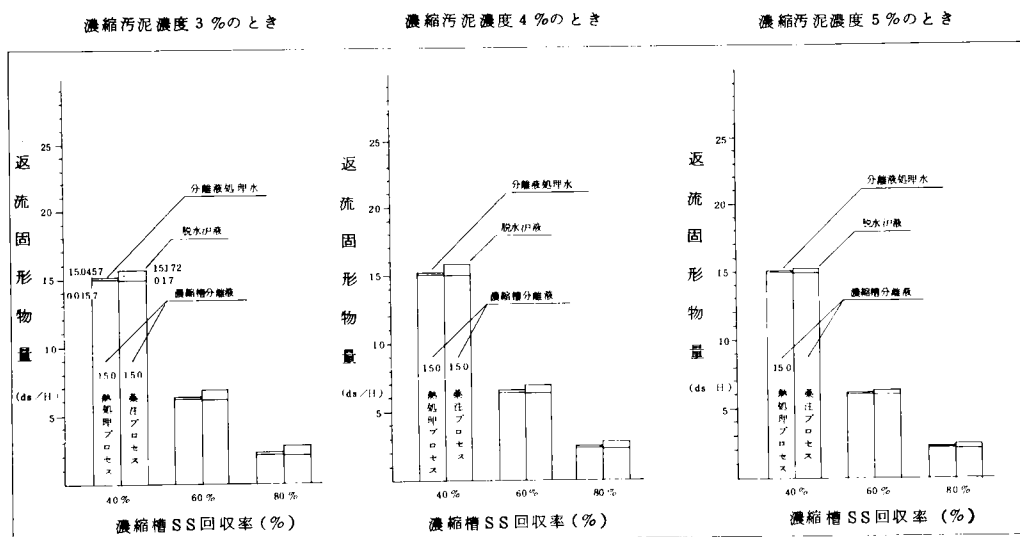


図 2.12 返流固形物量の内訳 (水処理で発生する固形物 20T/日)

次に同様の計算手法により濃縮槽での回収率に対する返流水負荷をもとめた。汚泥濃度 3. 4. 5% に対する薬注プロセスと、熱処理プロセスでの返流水量を図 2.11 に、同様に返流固形物負荷を図 2.12 に示す。汚泥処理施設からの返流水の内 80~90% は濃縮設備からの上澄水であり、SS 回収率が悪くなればそれだけ濃縮設備に入ってくる循環汚泥量が増加する。そのため、返流水量が増すこととなる。また濃縮設備で汚泥濃度を上げることにより返流水量は 2~5% 減らすことができる。このように濃縮設備での機能向上が返流水による水処理設備への影響を少なくすることとなり、下水処理場での省エネ化につながる。

参考文献

- 1) 平岡正勝, 清水治他「下水汚泥処理システムのエネルギー評価」
汚泥研究年報 1983 環境技術研究会
- 2) 清水治, 大島秀晴他「下水汚泥の処理プロセスの評価」京都大学衛生工学
研究会第 5 回シンポジウム講演論文集 昭和 58 年 8 月

第3章 汚泥処理プロセスのエネルギー量の算出

ここでは、第2章で述べた物質収支と、熱収支計算から薬品量や補助燃料や蒸気量等のエネルギー量を算出する。一方電力消費量は、小規模の設備では動力効率が悪く、一般に高くなる。脱水設備での電力量は4 tds/日 規模付近で電力原単位の変曲点があり、これ以上の処理規模では単位処理量当りの電力量は一定となる。そこで汚泥発生量4 tds/日 以下と以上とで別々の電力量の算出式を求め適用した。以下に各プロセスごとのエネルギー量の算出方法を述べる。

第1節 濃縮プラント

重力濃縮槽、加圧浮上濃縮および立型遠心濃縮機の単位プロセスごとのエネルギー量の比較は第1編に実施した。ここではシステム評価を行うため、回収率80%以上で各汚泥濃度を3%、4%、5%とした時の濃縮システムを設定する。第1編の実験結果に基づき、各処理のフローでの濃縮汚泥濃度を図3.1のように決定した。即ち④の重力濃縮方式で3%、

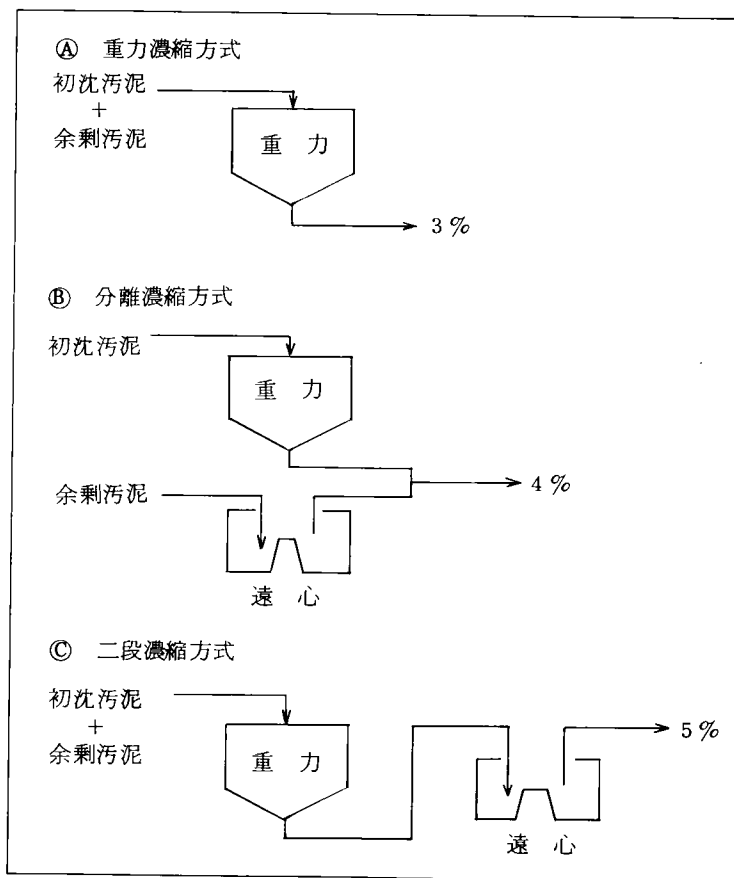


図3.1 濃縮プロセス フロート

㊸の余剰汚泥に遠心濃縮を用いた分離濃縮方式で4%，㊹の混合汚泥の重力濃縮後強制濃縮機で濃縮する二段濃縮方式で5%とする。エネルギー量としては濃縮プロセスでは薬品を全く使用しないため電力消費量だけを算出する。

1.1 重力濃縮方式

重力濃縮槽は固形物負荷 $60 \text{ kgds/m}^2/\text{日}$ として設備計算をする。表 3.1 に返流水による返流負荷を含めた余裕率を流入固形物当たり 10%とした時の機器リストを示す。表 3.1 a が流入固形物量 $1 \text{ tds}/\text{日}$ ，表 3.1 b は $10 \text{ tds}/\text{日}$ に対するものである。後続の調質設備として熱処理プロセスを採用する場合には，ポンプや熱交換器や反応缶等での摩耗や閉塞を防止するため，除砂装置とし渣除去装置を設ける。電力量の算出は各機器の電動機容量に負荷率と1日当りの運転時間の積により計算する。濃縮プラントでの電力原単位はこの値を処理固形物当たりとしてもとめた。表 3.1 a，b に各汚泥量に対する1日当りの電力量を示す。この結果薬注プロセスの場合の濃縮システムの電力消費量を表 3.4 のように決定した。

表 3.1 a 重力濃縮設備の機器リストと電力消費量 (1 tds/日)

重 力 濃 縮	仕 様	電動機 (KW)	台 数 (-)	負荷率 (-)	運転時間 (hr/日)	電力量 (kWh/日)
濃縮槽掻寄機	4.6 m ϕ	0.4	1	0.6	24	5.76
引 抜 ポ ンプ	0.3 m ³ /min \times 10 m	2.2	1	0.7	2	3.08
濃縮生汚泥槽攪拌機		1.5	1	0.8	24	28.8
汚泥スクリーン *		0.75	1	0.8	2	1.2
し 渣 脱 水 機 *		1.5	1	0.8	1	1.2
生汚泥循環ポンプ*	0.3 m ³ /min \times 10 m	2.2	1	0.7	2	3.08
洗 砂 装 置 *		0.75	1	0.8	1	0.6
計	薬注脱水の場合					37.64
	熱処理の場合					43.72

* 熱処理システムの場合にのみ適用する。

表 3.1 b 重力濃縮設備の機器リストと電力消費量(10 tds/日)

重 力 濃 縮	仕 様	電動機 (KW)	台 数	負荷率 (%)	運転時間 (hr/日)	電力量 (kWh/日)
濃縮槽掻寄機	1 6 m ϕ	0.7 5	1	0.6	2 4	10.8
引 抜 ポ ン プ	3.1 m ³ /min \times 1 0 m	1 5	1	0.7	2	21
濃縮生汚泥槽攪拌機		7.5	1	0.8	2 4	144
汚泥スクリーン *		1.5	1	0.8	2	2.4
し 渣 脱 水 機 *		2.2	1	0.8	1	1.76
生汚泥循環ポンプ *	3.1 m ³ /min \times 1 0 m	1 5	1	0.7	2	21
洗 砂 装 置 *		1.5	1	0.8	1	1.2
計	薬注脱水の場合					175.8
	熱処理の場合					202.16

*熱処理システムの場合にのみ使用する。

1. 2 分離濃縮方式(濃縮汚泥濃度4%)

標準活性汚泥法の場合の余剰汚泥と初沈汚泥の発生率は約1対1とされている。返流水による負荷は同じ比率で余剰汚泥量と初沈汚泥量の増加とする。強制濃縮機として立型の遠心濃縮機を用いる。立型遠心濃縮機の場合、遠心脱水機と異り遠心力が400 Gと低いため、今までの運転実績をも考慮して本体に対しては予備機を設けず、稼働率80%として台数を決定した。表 3.2 に、分離濃縮の機器リストと電力消費量を示す。重力濃縮と同様表 3.2 a が 1 t ds/日規模、表 3.2 b が 1 0 tds/日 規模である。また熱処理プロセス用と薬注プロセス用とは区別した。この機器リストの結果得られた電力原単位を表 3.4 に示す。

表 3.2 a 分離濃縮設備の機器リストと電力消費量(1 tds/日)

機 器 名		仕 様	電動機 (KW)	台 数	負荷率 (%)	運転時間 (hr/日)	電力消費量 (KWh/日)
重 力 濃 縮	濃 縮 槽 掻 寄 機	2.5mg ホッパー型	—	1			
	引 抜 ポ ン プ	0.2m ³ /min×10m	1.5	1	0.7	1.2	1.26
	濃縮生汚泥槽攪拌機		1.5	1	0.8	2.4	2.68
	汚泥スクリーン		0.4	1	0.8	1.2	0.38
	し 渣 脱 水 機		1.5	1	0.8	1	1.2
	生汚泥循環ポンプ	0.2m ³ /min×10m	1.5	1	0.7	2	2.1
	洗 砂 装 置		0.75	1	0.8	1	0.6
小 計		薬注プロセス					3.01
		熱 処 理					3.434
機 械 濃 縮	立型遠心分離機	8m ³ /H	1.5	1	0.8	7.8	9.36
	濃縮汚泥混合機		0.2	1	0.8	5	0.8
	汚泥受槽攪拌機	5.5m ³	1.5	1	0.8	2.4	2.88
	給 泥 ポ ン プ	~10m ³ /H×20m	2.2	1	0.7	5	7.7
	濃縮汚泥移送ポンプ	10m ³ /H×20m	5.5	1	0.7	2.5	9.63
	床排水ポンプ		2.2	1	0.7	1.0	1.54
	汚 泥 混 合 槽	2	0.75	1	0.8	2.4	1.44
小 計							170.33
合 計		薬注プロセス					2.00
		熱 処 理					2.05

表 3.2 b 分離濃縮設備の機器リストと電力消費量 (10tds/日)

機 器 名		仕 様	電動機 (kW)	台 数	負荷率 (%)	運転時間 (hr/日)	電力消費量 (kWh/日)
重 力 濃 縮	濃 縮 槽 撈 寄 機	8.4m ϕ	0.4	1	0.6	24	5.76
	引 抜 ポ ン プ	1.2m ³ /min \times 10m	5.5	1	0.7	2	7.7
	濃縮生汚泥槽攪拌機		5.5	1	0.8	24	105.6
	汚泥スクリーン		0.75	1	0.8	2	1.2
	し 渣 脱 水 機		1.5	1	0.8	1	1.2
	生汚泥循環ポンプ	1.2m ³ /min \times 10m	5.5	1	0.7	2	7.7
	洗 砂 装 置		1.5	1	0.8	1	1.2
小 計		薬注プロセス					119.06
		熱処理プロセス					130.36
機 械 濃 縮	立型遠心濃縮機	20m ³ /H	45	2	0.8	14	100.8
	濃縮汚泥混合槽	5m ³	0.75	2	0.8	4	4.8
	汚泥受槽攪拌機	46m ³	5.5	1	0.8	24	105.6
	給 泥 ポ ン プ	\sim 30m ³ /H \times 20m ³	11	2	0.7	4.6	15.4
	濃縮汚泥移送ポンプ	30m ³ /H \times 15m	7.5	2	0.7	4.6	48.3
	床 排 水 ポ ン プ	水中ポンプ 0.3m ³ /min	2.2	2	0.7	10	30.8
	汚 泥 混 合 槽	23m ³	3.7	1	0.8	24	71.04
小 計							142.254
合 計		薬注プロセス					154.16
		熱処理プロセス					155.29

1.3 二段濃縮方式 (濃縮汚泥濃度 5%)

二段濃縮は、混合汚泥を重力濃縮後遠心濃縮機で再濃縮する。重力濃縮では汚泥は3%にまで濃縮されるため、濃縮汚泥量が少なくなるが、遠心濃縮機1台当りの処理量が余剰汚泥量に対して6割程度に減少する。そのため、システムとしての電力消費量は高くなる。表3.3に二段濃縮方式の機器仕様と、電力消費量を示す。この結果薬注プロセスと熱処理プロセスの場合の電力消費量は表3.4になる。

他のエネルギー消費としては、ポンプの軸封水や遠心濃縮の洗浄水等の工業用水があるが、下水処理場の場合、二次処理水を使用することとし、ユーテ

イリテーター設備の電力費で加算する。そのため、工業用水については量だけで、コスト計算には入れなかった。

表 3.3 a 二段濃縮設備の機器リストと電力消費量

機 器 名		仕 様	電動機 (KW)	台 数	負荷率 (%)	運転時間 (hr/日)	電力消費量 (kWh/日)
重 力 濃 縮	濃 縮 槽 撈 寄 機	4.6m ϕ	0.4	1	0.6	24	5.76
	引 抜 ポ ン プ	0.3m ³ /min \times 10m	2.2	1	0.7	2	3.08
	濃縮生汚泥槽攪拌機		1.5	1	0.8	24	28.8
	汚泥スクリーン		0.75	1	0.8	2	1.2
	し 渣 脱 水 機		1.5	1	0.8	1	1.2
	生汚泥循環ポンプ	0.3m ³ /min \times 10m	2.2	1	0.7	2	3.08
	洗 砂 装 置		0.75	1	0.8	1	0.6
小 計		薬注プロセス					37.67
		熱処理プロセス					43.7
機 械 濃 縮	立型遠心濃縮機	3m ³ /H	1.5	1	0.8	11.1	133.2
	濃縮汚泥混合槽		0.2	1	0.8	3	0.48
	汚泥受槽攪拌機	3m ³	0.75	1	0.8	24	14.4
	給 泥 ポ ン プ	\sim 5m ² /H \times 20m	2.2	1	0.7	10	15.4
	濃縮汚泥移送ポンプ	5m ³ /H \times 20m	1.5	1	0.7	3	3.15
	床排水ポンプ		2.2	1	0.7	10	15.4
	小 計						182.03
合 計		薬注プロセス					220
		熱処理プロセス					226

表 3.3 b 二段濃縮設備の機器リストと電力消費量

機 器 名		仕 様	電動機 (kW)	台 数	負荷率 (%)	運転時間 (hr/日)	電力消費量 (kWh/日)
重 力 濃 度	濃 縮 槽 撈 寄 機	16m ϕ	0.75	1	0.6	24	10.8
	引 抜 ポ ン プ	3.1m ³ /min \times 10m	15	1	0.7	2	21
	濃縮生汚泥槽攪拌機		2.2	1	0.8	24	42.24
	汚泥スクリーン		0.75	1	0.8	2	1.2
	し 渣 脱 水 機		1.5	1	0.8	1	1.2
	生汚泥循環ポンプ	3.1m ³ /min \times 10m	15	1	0.7	2	21
洗 砂 装 置			15	1	0.8	1	1.2
小 計		薬注プロセス					740.4
		熱処理プロセス					98.54
機 械 濃 縮	立型遠心濃縮機	20m ³ /H	45	2	0.8	15	1080
	濃縮汚泥混合槽		0.75	1	0.8	4	2.4
	汚泥受槽攪拌機	31m ³	3.7	1	0.8	24	71.04
	給 泥 ポ ン プ	5~30m ³ /H \times 5m	3.7	2	0.7	15	77.7
	濃縮汚泥移送ポンプ	30m ³ /H \times 20m	7.5	1	0.7	3.7	19.5
	床 排 水 ポ ン プ		2.2	2	0.7	0.7	10
小 計							1260.64
合 計		薬注プロセス					1334.68
		熱処理プロセス					1359.2

1.4 濃縮プラントの電力量のまとめ

以上のように濃縮設備の所要電力量を処理規模 1 tds/日 および 10 tds/日 について求めた。

一般に実プラント規模の処理量は最低 4 tds/日 程度である。また脱水設備での電力量積算でも、4 tds/日 付近に電力原単位の変曲点があり、これより処理規模が大きくなれば、単位処理量当りの電力量は最低値で一定となる。図 3.2 に汚泥処理量に対する各濃縮方式の電力原単位を示す。汚泥処理規模 1 tds/日 以下と 4 tds/日以上とは電力原単位はほぼ一定となるため 1 tds/日 と 4 tds/日 の間に変曲点があるとして汚泥量に対して一次式とした。この結果、濃縮設備の電力原単位を表 3.4 のように決定した。

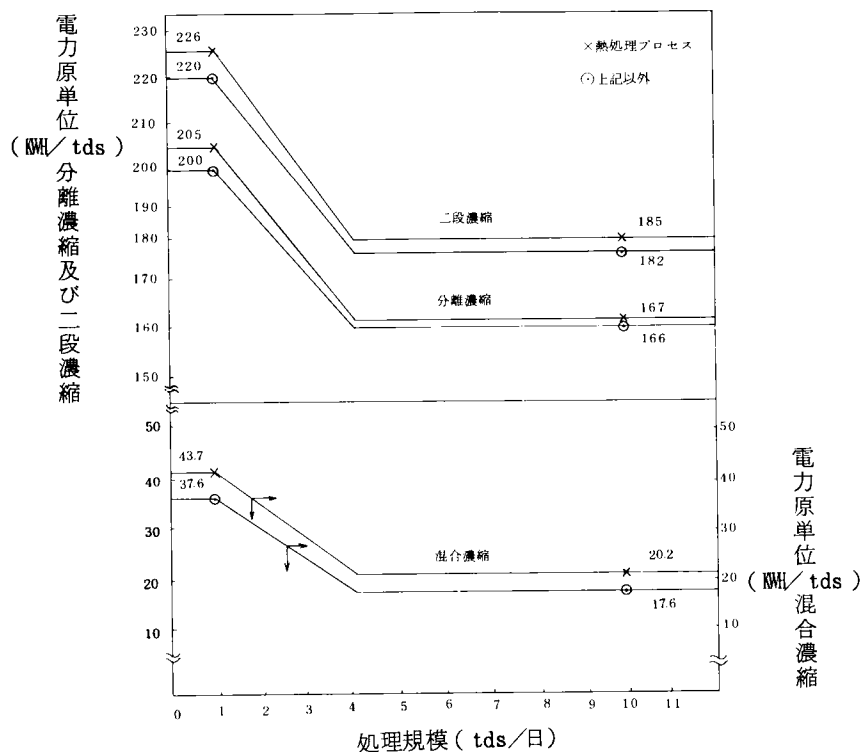


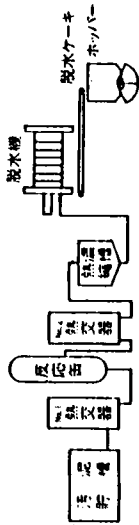
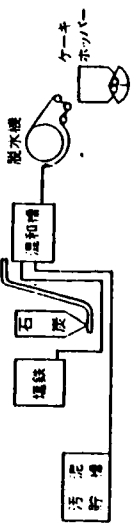
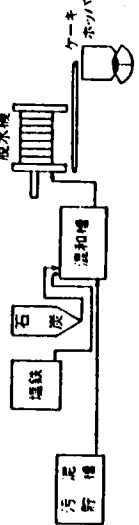
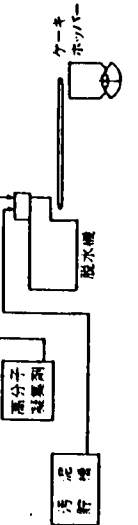
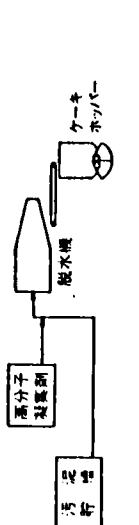
図 3.2 濃縮設備の電力原単位

表 3.4 濃縮プラントの電力原単位

濃縮方式		電力原単位 P (kWh/tds)		
		処理規模 S (tds/日)		
重力濃縮	調質方式	1 tds/日以下	1 tds/日～4 tds/日	4 tds/日以上
	薬注	$P = 37.6$	$P = -6.67 \cdot S + 44.3$	$P = 17.6$
分離濃縮	熱処理	$P = 43.7$	$P = -7.83 \cdot S + 51.6$	$P = 20.2$
	薬注	$P = 200$	$P = -11.3 \cdot S + 212$	$P = 166$
二段濃縮	熱処理	$P = 205$	$P = -12.7 \cdot S + 218$	$P = 167$
	薬注	$P = 220$	$P = -12.7 \cdot S + 233$	$P = 182$
	熱処理	$P = 226$	$P = -13.7 \cdot S + 240$	$P = 185$

(単位 kWh/tds)

表 3.5 脱水設備の性能結果

	処 理 方 式	脱 水 設 備	投入(%) 汚泥濃度	薬注率(%ds)	汙過速度 kg/m ² ・Hr	含水率(%)
無 薬注方式	低温加压熱処理 	加压脱水機	3	—	4.0	50 %
			4			
			5			
石 灰 塩 鉄 薬注方式	真空脱水 	真空脱水機	3	石灰 60, 塩鉄 10	8 "	80 "
			4	35 7	15 "	75 "
			5	20 7	30 "	75 "
加 圧 脱 水		加压脱水機	3	60 10	2.5 "	67 "
			4	35 7	3.5 "	65 "
			5	20 7	5 "	63 "
ベ ル ト プ レ ス		ベルトプレス	3	高分子凝集剤 0.9	110 kg/mH	78 "
			4	0.7	130 "	76 "
			5	0.5	170 "	75 "
遠 心 脱 水		遠心脱水機	3	1.3	—	82 "
			4	0.9	—	80 "
			5	0.8	—	78 "

第2節 調質脱水プラント

2.1 脱水性能

調質の方法には大きく3つの方法にわけてエネルギー量をもとめた。即ち、無機凝集剤の石灰、塩化第2鉄による脱水、高分子凝集剤による脱水および熱処理方式による無薬注脱水である。各調質に対する薬注量やろ過速度等の設計因子については第2編の実験編で述べたので、ここではこの実験結果に基づき、入口汚泥濃度に対する脱水性能のモデル化を行う。表3.5に第2編で得られた各種脱水機の性能結果を示す。

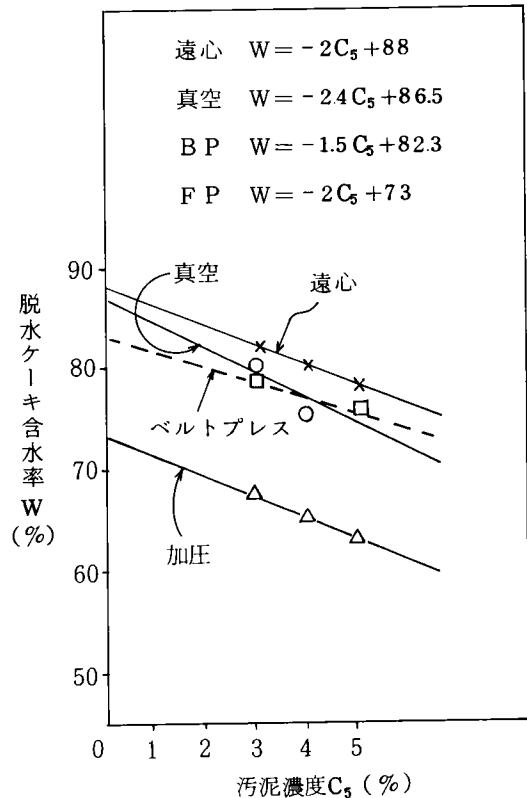


図 3.3 汚泥濃度と脱水ケーキ含水率の関係

図 3.3 により汚泥濃度に対する脱水ケーキ含水率の関係式をもとめる。

真空脱水

$$W = -2.4 C_s + 86.5 \quad (\%) \quad (3-1)$$

加圧脱水

$$W = -2 C_s + 73 \quad (\%) \quad (3-2)$$

遠心脱水

$$W = -2 C_s + 88 \quad (\%) \quad (3-3)$$

ベルトプレス

$$W = -1.5 C_s + 82.3 \quad (\%) \quad (3-4)$$

同様に図 3.4 に真空脱水機と加圧脱水機の汚泥濃度とろ過速度の関係を示す。

また図 3.5 にベルトプレスに対するろ過速度の関係を示す。これらの図より

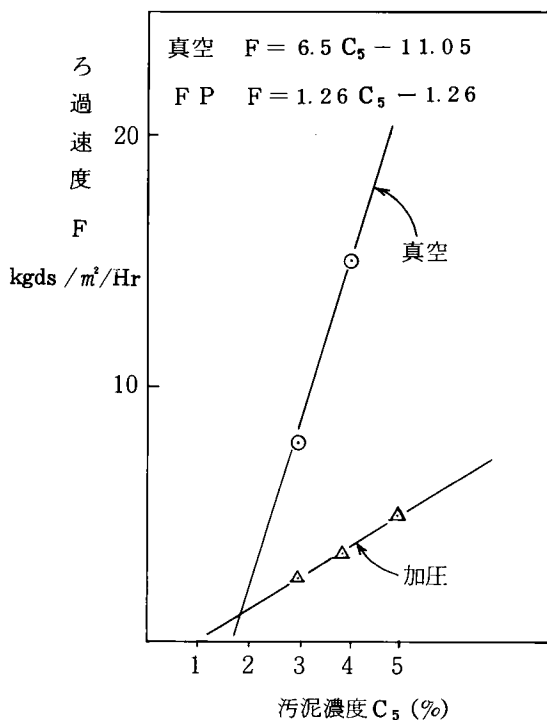


図 3.4 汚泥濃度とろ過速度の関係

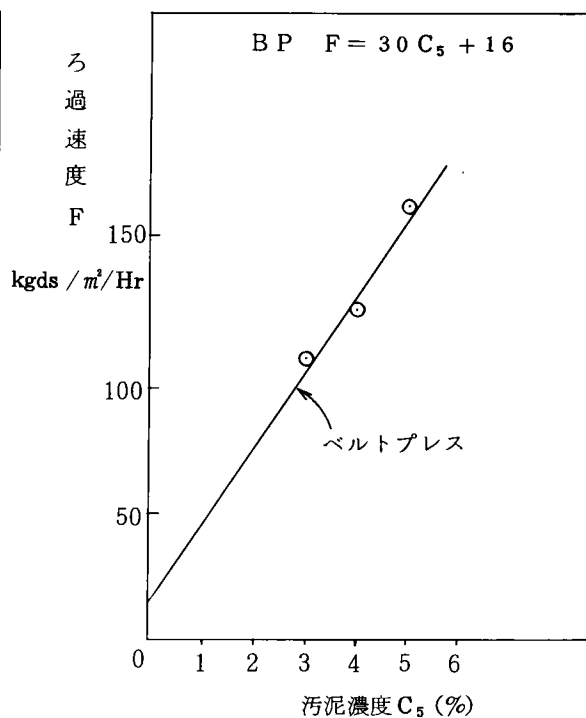


図 3.5 汚泥濃度とろ過速度の関係
ベルトプレス型脱水機

汚泥濃度に対するろ過速度の関係をもとめた。

真空脱水機

$$F = 6.5 C_s - 11.05 \text{ (kgds/m}^2 \cdot \text{hr)} \quad (3-5)$$

加圧脱水

$$F = 1.26 C_s - 1.26 \text{ (kgds/m}^2 \cdot \text{hr)} \quad (3-6)$$

ベルトプレス

$$F = 30 C_s + 16 \text{ (kgds/m} \cdot \text{hr)} \quad (3-7)$$

遠心脱水機の場合には、汚泥濃度 3～5 % の範囲では汚泥濃度にはほぼ関係なく、一定量処理できる。

ここで、

F ; ろ過速度 ($\text{kgds} / \text{m}^2 \cdot \text{hr}$) または ($\text{kgds} / \text{m} \cdot \text{hr}$)

C_s ; 汚泥濃度 (%)

W ; 脱水ケーキ含水率 (%)

次に無薬注脱水法である低温加圧熱処理法における投入汚泥濃度と熱処理濃縮槽からの引抜汚泥濃度の関係を図 3. 6 に示す。この図より、(3 - 8) 式が得られる。

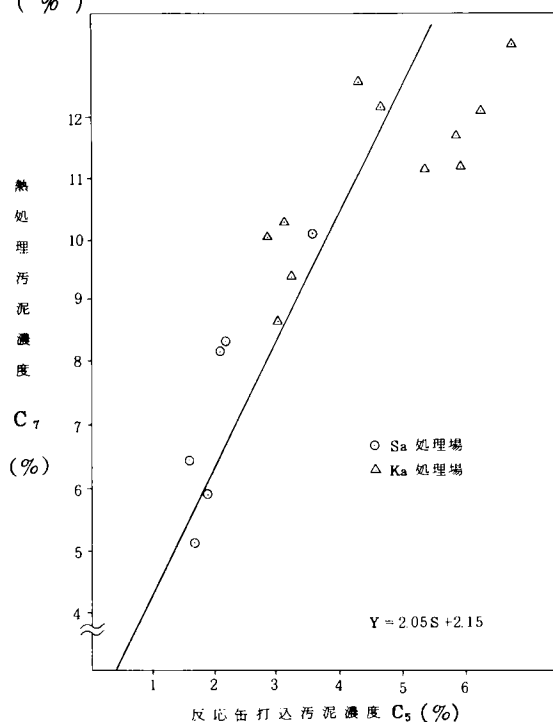


図 3. 6 反応缶打込汚泥濃度と熱処理汚泥濃度の関係

$$C_7 = 2.05 C_s + 2.15 \quad (\%) \quad (3-8)$$

ここで C_7 は熱処理濃縮槽引抜汚泥濃度(%)である。

一方、熱処理汚泥の濃度に対する加圧脱水機の脱水性能の関係を図 3. 7, 8 に示す。データは Ka 処理場と、Sa 処理場の日報より、月平均値を用いた。図 3. 7 が脱水ケーキ含水率、図 3. 8 がろ過速度である。熱処理汚泥の濃度が 6 % 以上になるため脱水ケーキの含水率は、汚泥濃度に関係なく 50 % 程度となる。一方ろ過速度に対しては、図より (3 - 9) 式が得られた。

$$F = 0.24 C_7 + 2.8 \quad (\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}) \quad (3-9)$$

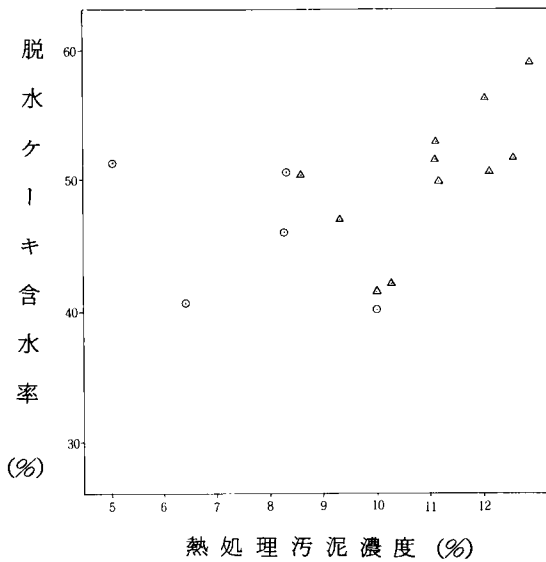


図 3.7 熱処理汚泥濃度と脱水ケーキ含水率の関係

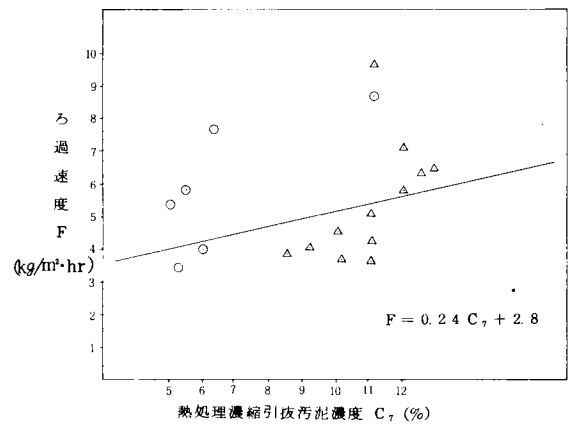


図 3.8 汚泥濃度とろ過速度の関係 (熱処理)

2.2 薬品量の算出

2.1 で述べた脱水性能に基づいて調質脱水プロセスのエネルギー量を算出した。図 9.10, 11 に薬注による調質脱水の汚泥濃度に対するエネルギー消費量を示す。図 2.10 は無機凝集剤の添加率, 図 3.11 は高分子凝集剤の添加率である。この図より汚泥濃度に対する各薬品の添加率の関係式を以下に示す。

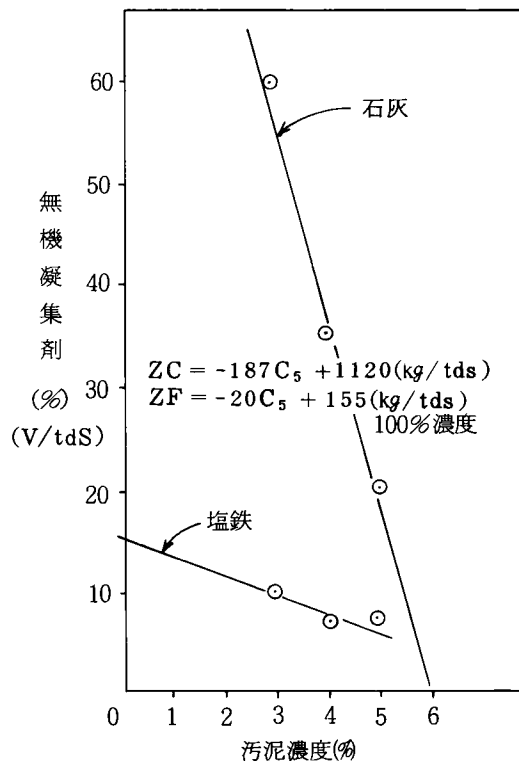


図 3.9 汚泥濃度と無機凝集剤の添加率

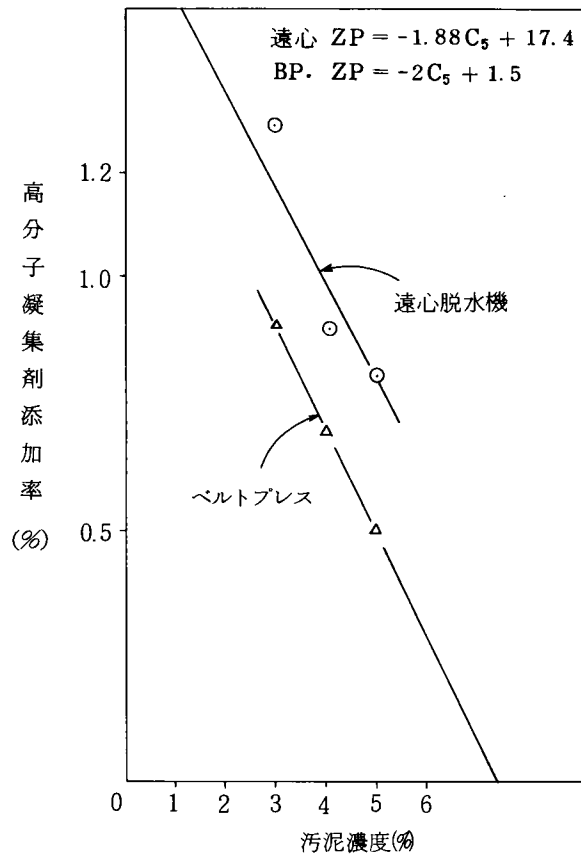


図 3.10 汚泥濃度と高分子凝集剤添加率

真空脱水と加圧脱水の石灰と塩鉄

$$\text{石灰 } ZC = -187C_5 + 1120 \quad (\text{kg/Tds}) \quad (3-8)$$

$$\text{塩鉄 } ZF = -20C_5 + 155 \quad (\text{kg/Tds}) \quad (3-9)$$

遠心脱水の高分子凝集剤

$$ZP = -1.88C_5 + 17.4 \quad (\text{kg/Tds}) \quad (3-10)$$

またベルトプレスの高分子凝集剤は

$$ZP = -2C_5 + 15 \quad (\text{kg/Tds}) \quad (3-11)$$

一方熱処理プロセスの場合には薬品は用いないが反応缶を加温するための蒸気が必要となる。そこで薬品のかわりに反応缶で必要蒸気量を熱収支により算出する。必要蒸気量は流入 1 m^3 汚泥当りで計算する。

基準温度 20℃
 反応温度 165℃
 反応圧力 P_r kg/cm² abs
 空気吹込率 A_{22} Nm³/m³
 反応分解率 $R D_{25}$ %
 流量 1 m³

No.1 熱交出口汚泥温度 125℃

空気吹込量 $L = 1 \times A_{22} = A_{22}$ (Nm³)

分解ガス量 g (Nm³/H) = $L(1+H)$

$$H = \frac{P_1}{P_r - P_1} (Nm^3 H_2O / Nm^3 Dry) (3-12)$$

$$g = A_{22} \times \left(1 + \frac{P_1}{P_r - P_1}\right) \left(\frac{\text{湿ガス}}{Nm^3/m^3}\right) (3-13)$$

ここで P_1 は反応温度(165℃)における飽和蒸気圧力(kg/cm² abs)

分解ガス中の水蒸気含有率

$$H = \frac{18}{22.4} \times \frac{P_1}{P_r - P_1} = (kg-H_2O / Nm^3-Dry air) (3-14)$$

分解ガス中の水蒸気量

$$W = \frac{18}{22.4} \times \frac{P_1}{P_r - P_1} \times A_{22} = 0.804 \times \frac{P_1}{P_r - P_1} \times A_{22} (kg/m^3) (3-15)$$

以下に、熱収支計算を示す。所要蒸気量 S (kg/m²) とする。

(入熱)

蒸気保有熱 $S(663.2 - 20) = 643.2 S$ (Kcal/m³)

汚泥保有熱 $1 \times 10^3 \times 1 \times (125 - 20) = 105 \times 10^3$ (Kcal/m³)

圧縮空気保有熱 $A_{22} \times 0.31 \times (50 - 20) = 9.3 \times A_{22}$ (Kcal/m³)

入熱計 $643.2 S + 105 \times 10^3 + 9.3 \times A_{22}$ (Kcal/m³)

(出熱)

分解ガス保有熱 $A_{22} \times \{0.31 \times (165 - 20) + 0.804 \times \frac{P_1}{P_r - P_1} \times (659.9 - 20)\}$
 $= (45.0 + 514 \times \frac{P_1}{P_r - P_1}) A_{22}$ (Kcal/m³)

汚泥保有熱 $\{1 \times 10^3 \times 1 + S - 0.804 \times \frac{P_1}{P_r - P_1} \times A_{22} \times 1\} \times (165 - 20)$
 $= \{10^3 + S - 0.804 \times \frac{P_1}{P_r - P_1} \times A_{22}\} \times 145$ (Kcal/m³)

熱損失(入熱の3%) $19.3 S + 3.15 \times 10^3 + 0.279 \times A_{22}$ (Kcal/m³)

$$\begin{aligned} \text{出 熱 計} \quad & (45,297 + 397 \frac{P_1}{P_r - P_1}) A_{22} + 148.15 \times 10^3 + 164.3 S \\ & (\text{Kcal} / \text{m}^3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{入熱} = \text{出熱} \quad & 643.2 S + 105 \times 10^3 + 9.3 \times A_{22} \\ & = (45,297 + 397 \frac{P_1}{P_r - P_1}) A_{22} + 148.15 \times 10^3 + 164.3 S \\ \text{よって } S = & 90.1 + (0.0752 + 0.829 \frac{P_1}{P_r - P_1}) A_{22} (\text{kg} / \text{m}^3) \quad (3-16) \end{aligned}$$

2.3 電力消費量の算出

遠心脱水機以外のろ布を用いるろ過方式の脱水機は図 3.4 と図 3.5 に示すように、汚泥濃度によって脱水機のろ過面積が求まる。脱水設備の電力量（単位ろ過面積当り）は設備規模が大きくなる程、小さくて済む。従って所要ろ過面積やろ布巾または処理汚泥量ごとにランクを決めて電力量を算出する必要がある。

① 真空脱水設備

電力消費量は真空脱水機のろ過面積ごとに設備計算を行い、脱水設備全体の所要電力量をろ過面積で除した電力原単位としてもとめる。設備計算は真空脱水機本体のろ過面積 2.5, 10, 21, 50 m² について行った。真空脱水機設備は薬品設備、脱水機本体、真空ポンプ等のポンプ設備およびコンベアである。その結果を表 3.6 に示す。図 3.11 に真空脱水機のろ過面積に対する電力原単位を以下のように決定した。

電力原単位 P (kWh / m² · H) 真空脱水機のろ過面積 $R F$ (m²) とする。

$$R F < 2.5 \text{ m}^2$$

$$P = 3.36 \quad (3-17)$$

$$2.5 \leq R F \leq 13 \text{ m}^2$$

$$P = -0.143 \cdot R F + 3.72 \quad (3-18)$$

$$R F > 13 \text{ m}^2$$

$$P = 1.85 \quad (3-19)$$

となる。

表 3. 6 真空脱水設備の電力量積算表

負 荷 名 称	実 動 台 数	㉑ 2.5 m ²		㉒ 1 0 m ²		㉓ 2 1 m ²		㉔ 5 0 m ²	
		KW 動力	KWH 電力量	KW 動力	KWH 電力量	KW 動力	KWH 電力量	KW 動力	KWH 電力量
真 空 脱 水 機	1	ドラム 0.4	0.4	0.7 5	0.7 5	1.5	1.5	3.7	3.7
		アジテータ 0.2	0.2	0.7 5	0.7 5	1.5	1.5	3.7	3.7
		ローラー 0.2	0.2	0.2	0.2	0.4	0.4	0.7 5	0.7 5
真 空 ポ ン プ	1	5.5	5.5	2 2	2 2	3 7	3 7	9 5	9 5
汙 液 ポ ン プ	1	1.5	0.5 0.7 5	1.5	0.5 0.7 5	2.2	0.5 1.1	3.7	0.5 1.8 5
ろ布洗浄水ポンプ	1	0.7 5	0.7 5	1.5	1.5	1.5	1.5	3.7	3.7
汚泥供給ポンプ	1	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	3.7	3.7
凝集混和槽（攪拌機）	1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.4	0.4	0.7 5	0.5
消石灰コンベア	1	—	—	—	—	0.4	0.4	0.7 5	0.5
“ フィーダー	1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.4	0.4
“ 溶解槽（攪拌機）	1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.4	0.4
“ 注入ポンプ	1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.2	0.2	0.4	0.4
塩鉄希釈槽（攪拌機）	1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.2
“ 注入ポンプ	1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.2
ケーキコンベア	1	0.2	0.2	0.2	0.2	0.4	0.4	0.7 5	0.7 5
“ （搬出用）	1	0.4	0.4	0.4	0.4	0.7 5	0.7 5	2.2	2.2
計			KWH/H 1 0.5		KWH/H 2 8.8 5		KWH/H 4 7.2 5		KWH/H 118.4 5
負 荷 率			× 0.8 = 8.4 KWH/H		× 0.8 = 2 3.0 8 KWH/H		× 0.8 = 3 7.8 KWH/H		× 0.8 = 9 4.8 KWH/H
電力原単位			= 3.3 6 KWH/m ² ・H		= 2.3 1 KWH/m ² ・H		= 1.8 KWH/m ² ・H		= 1.9 0 KWH/m ² ・H

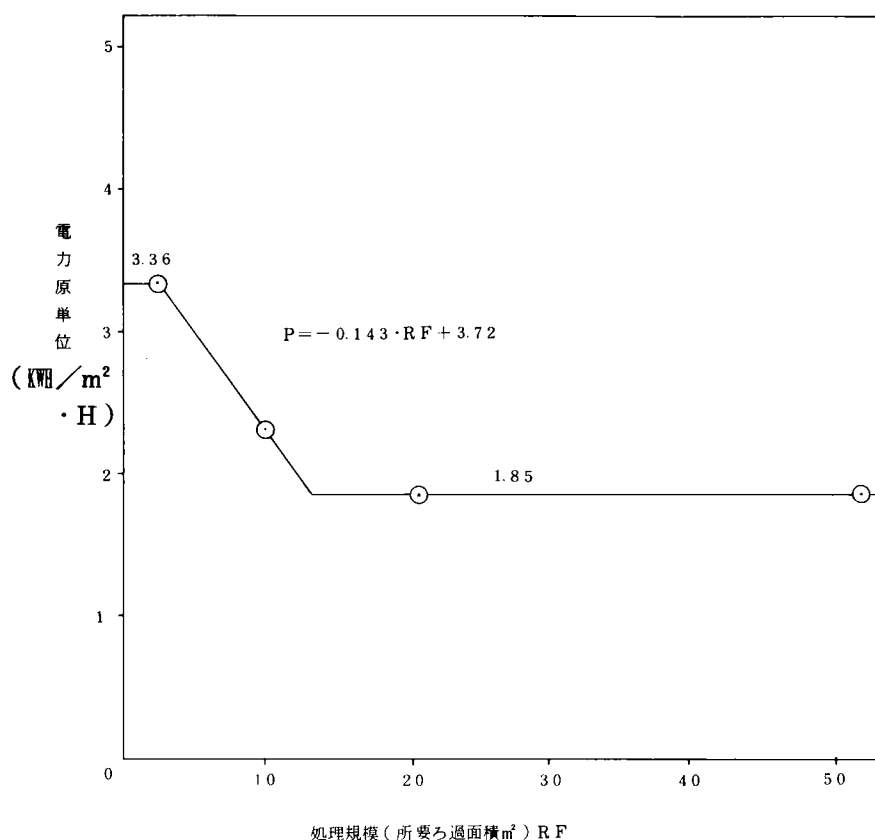


図 3.1.1 真空脱水設備の電力原単位

② 加圧脱水設備

加圧脱水機は無薬注方式の熱処理設備と、塩鉄・石灰の無機凝集剤による調質の場合に用いる。2.1でもとまった必要ろ過面積に対し、50 m²機1台、120 m²機1台、および120 m²×4台の場合について、脱水機に必要な油圧ポンプや圧泥ポンプ等の設備と薬注方式の場合の塩鉄、石灰等の薬品供給設備および脱水ケーキ搬出用のコンベアー関係の設備を決定する。表3.7に加圧脱水機の台数に対する附帯設備の機器リストとこの各機器の運転時間を示す。表中*印は薬注プロセスの場合にのみ用いる設備である。この電力量の集計により脱水機のろ過面積に対するろ過面積当りの所要電力量の関係を図3.1.2に示す。この回帰式より加圧脱水機に対する電力原単位P(kWh/m²)を以下のように求めた。

薬注方式の場合

$$R F \leq 50 \text{ m}^2 \quad P = 0.524 \text{ (KWH/m}^2 \cdot \text{H)} \quad (3-20)$$

$$50 < R F < 150 \text{ m}^2 \quad P = 2.68 \times R F^{-0.418} \text{ (KWH/m}^2 \cdot \text{H)} \quad (3-21)$$

$$R F \geq 150 \text{ m}^2 \quad P = 0.363 \text{ (KWH/m}^2 \cdot \text{H)} \quad (3-22)$$

無薬注方式の場合

$$R F \leq 50 \text{ m}^2 \quad P = 0.494 \text{ (KWH/m}^2 \cdot \text{H)} \quad (3-23)$$

$$50 < R F < 150 \text{ m}^2 \quad P = 2.50 \times R F^{-0.418} \text{ (KWH/m}^2 \cdot \text{H)} \quad (3-24)$$

$$R F \geq 150 \text{ m}^2 \quad P = 0.342 \text{ (KWH/m}^2 \cdot \text{H)} \quad (3-25)$$

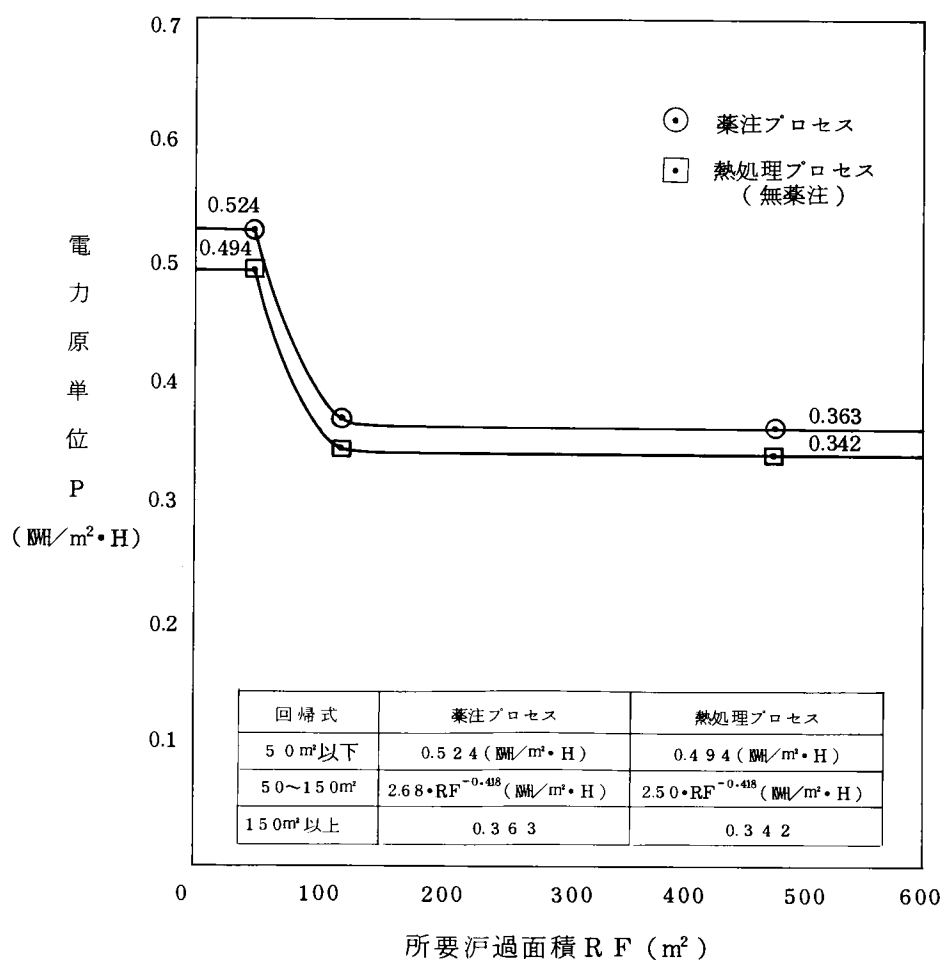


図 3.12 加圧脱水機の電力原単位

表 3.7 加圧脱水機電力量

(注) *印は薬注プロセスのみに要する機器である。

()内に特記したのは熱処理プロセスの仕様である。

負 荷 名 称	要 項	5 0 m ² × 1 台				1 2 0 m ² × 1 台				1 2 0 m ² × 4 台			
		動力 (kW)	実 働 台 数	運 転 時 間 (min/H)	電 力 量 (kWh/H)	動力 (kW)	実 働 台 数	運 転 時 間 (min/H)	電 力 量 (kWh/H)	動力 (kW)	実 働 台 数	運 転 時 間 (min/H)	電 力 量 (kWh/日)
脱 水 機	単式炉布走行式フィル タープレス 油圧ユニットを含む	1.5 1.1	1	4.2 30	0.105 5.5	1.5 18.5	1	4.8 30	0.12 7.25	1.5 18.5	4	4.8 30	0.43 37
汚 泥 打 込 ポンプ	汚泥ポンプ (一軸ネジ式ポンプ)	18.5 (18.5)	1	15	4.63 (4.63)	37 (37)	1	15	9.25 (9.25)	37 (37)	4	15	37 (37)
圧 搾 水 ポンプ	渦 巻 ポンプ	11	1	30	5.5	18.5	1	30	9.25	18.5	4	30	37
炉 布 洗 浄 水 ポンプ	渦 巻 ポンプ (高圧渦巻ポンプ)	5.5 (30)	1	4.2	0.39 (2.1)	7.5 (37)	1	4.8	0.6 (2.96)	7.5 (37)	4	4.8	2.4 (11.8)
ブロー用コンプレッサ	往復動空気圧縮機	11	1	60	11	18.5	1	60	18.5	37	2	60	7.4
ケーキコンベア類	ベルトコンベア	1.5	1	15	0.75	2.2	2	15	1.1	2.2	5	15	2.75
* 凝 集 混 和 槽	二 槽 交 互 運 転	0.75×2	1	45	1.13	2.2×2	1	45	3.3	2.2×2	4	45	13.2
* 消石灰コンベア	フ ロー コンベア	0.4	1	5	0.0333	0.75	1	5	0.0625	1.5	2	5	0.25
* " フィーダー	テーブルフィーダー	0.75	1	45	0.563	1.5	1	45	1.13	1.5	2	45	2.25
* " 溶 解 槽	二 槽 交 互 運 転	0.2×2	1	30	0.2	0.2×2	1	30	0.2	0.2×2	2	30	0.4
* " 注 入 ポンプ	一軸ネジ式ポンプ	0.4	1	15	0.1	0.4	1	15	0.1	0.4	4	15	0.4
* 塩 鉄 希 釈 槽		0.2	1	60	0.2	0.2	1	60	0.2	0.4	1	60	0.4
* " 移 送 ポンプ	マグネットポンプ	0.2	1	40	0.133	0.2	1	40	0.133	0.2	1	40	0.133
* " 注 入 ポンプ	ダイヤフラムポンプ	0.2	1	15	0.05	0.2	1	15	0.05	0.2	4	15	0.2
* 給 泥 ポンプ	汚 泥 ポンプ	3.7	1	15	0.925	37	1	15	0.925	3.7	4	15	3.7
計装用コンプレッサ	オイルフリーコンプレッサ	1.5	1	40	1.0	1.5	1	40	1.0	3.7	2	30	3.7
同 上 用 除 湿 器		0.5	1	40	0.333	0.5	1	40	0.333	1.0	2	30	1.0
* 消石サイロ ロータリーバルブ	薬注プロセス (*含む)	1.5	1	5	0.125	1.5	1	5	0.125	2.2	2	5	0.367
合 計	薬注プロセス (*含む)				32.7 kWh/H				55.6 kWh/H				217 kWh/H
	熱処理プロセス (*含まず)				30.9 kWh/H				51.8 kWh/H				205 kWh/H
	負 荷 率	0.8											
電 力 原 単 位	薬 注 プ ロ セ ス				26.2 kWh/H				44.5 kWh/H				174 kWh/H
	熱 処 理 プ ロ セ ス				24.7 kWh/H				41.4 kWh/H				164 kWh/H
	薬 注 プ ロ セ ス				0.524kWh /m ³ ・H				0.371kWh /m ³ ・H				0.363kWh /m ³ ・H
	熱 処 理 プ ロ セ ス				0.494kWh /m ³ ・H				0.345kWh /m ³ ・H				0.342kWh /m ³ ・H

③ 遠心脱水設備

遠心脱水機の場合、その能力を1時間当りの汚泥処理量であらわす。そのため、遠心脱水機の電力原単位は処理汚泥 1 m^3 に対する電力量とする。遠心脱水設備に用いる脱水機の能力は、1, 7, $19\text{ m}^3/\text{hr}$ とし、それぞれの設備計算を実施した。その結果各処理能力に対する機器リストを表3.8に示す。用いる設備は、高分子凝集剤の溶解装置を含めた薬品供給設備、脱水機本体、汚泥供給設備および脱水ケーキ搬出設備である。表3.8の機器リストより各機器の実運転時間および負荷率より処理能力に対する所要電力量をもとめた。

表 3. 8 遠心脱水設備の電力量積算表

負 荷 名 称	要 項	実 動 台 数	㉑ $1\text{ m}^3/\text{H}$		㉒ $7\text{ m}^3/\text{H}$		㉓ $19\text{ m}^3/\text{H}$	
			動力 (KW)	電力量 (KWH)	動力 (KW)	電力量 (KWH)	動力 (KW)	電力量 (KWH)
遠 心 脱 水 機	遠心分離機	1	7.5	7.5	18.5	18.5	55	55
汚 泥 供 給 ポ ン プ	モノポンプ (パッケージ内)	1	0.75	0.75	2.2	2.2	5.5	5.5
薬 注 ポ ン プ	モノポンプ (パッケージ内)	1	0.4	0.4	1.5	1.5	2.2	2.2
調 質 プ ロ ワ	ターボファン (パッケージ内)	1	0.05	0.05	0.05	0.05	—	—
混 合 タ ン ク	攪拌機付	1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.4	0.4
ポリマーフィーダー	テーブルフィーダー	1	0.1	0.1	0.2	0.2	0.4	0.4
ポリマー溶解槽	2槽交互運転	1	0.2	0.2	0.4	0.4	0.75	0.75
ケーキコンベア	ベルトコンベア	1	0.2	0.2	0.4	0.4	0.75	0.75
〃 (搬出用)	〃	1	0.4	0.4	0.75	0.75	2.2	2.2
計			9.7		24.2		67.2	
負 荷 率			0.8		0.8		0.8	
電 力 量 KWH/H			7.76		19.4		53.8	
電力原単位 KWH/ m^3			$=7.76\text{ KWH}/\text{m}^3$		$=2.77\text{ KWH}/\text{m}^3$		$=2.83\text{ KWH}/\text{m}^3$	

(備考) ケーキホッパは乾燥設備とする。

その結果を図 3.13 に示す。この図より遠心脱水機の電力原単位 P (kWh/m^3) を次のようにした。

$$Q \leq 1 \text{ m}^3/\text{hr} \quad P = 7.76 \quad (\text{kWh}/\text{m}^3) \quad (3-26)$$

$$1 < Q < 4.6 \quad P = -1.38Q + 9.14 \quad (\text{kWh}/\text{m}^3) \quad (3-27)$$

$$Q \geq 4.6 \quad P = 2.8 \quad \text{kWh}/\text{m}^3 \quad (3-28)$$

Q は遠心脱水機給泥量 (m^3/hr) である。

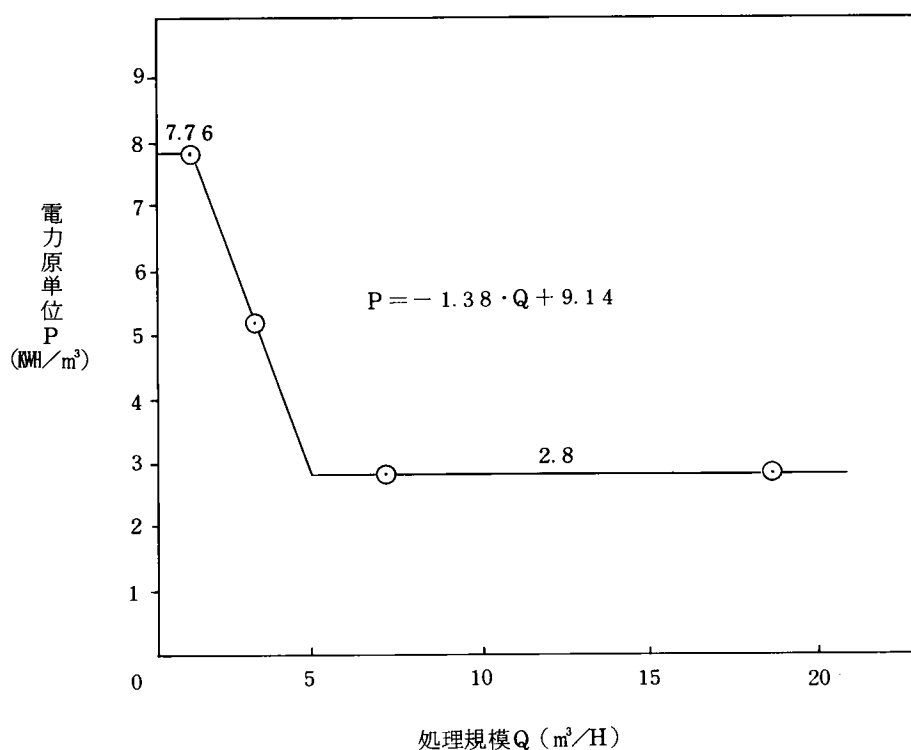


図 3.13 遠心脱水設備の電力原単位

④ ベルトプレス型脱水設備

ベルトプレス型脱水機の場合の処理能力はろ布巾当りの処理固形物量 (kg/m) で表示されている。また脱水機の大きさもろ布巾で表示する。そこで、ベルトプレスではろ布巾 3 m 機を用いて 3 m 巾 \times 1 台、2 台および 3 台につ

いての設備計算を行った。それぞれ機器リストを表 3.9 に示す。設備内容は遠心脱水機と同様、脱水機本体、汚泥供給設備、薬品供給設備、脱水ケーキ搬出設備である。この各設備に対しての実運転時間と負荷率より電力量を算出した。その結果を図 3.14 に示す。この図よりベルトプレス型脱水機の電力原単位 P (kWh/m) を以下のように決定した。

$$R F \leq 3 \text{ (m)} \quad P = 8.91 \quad (\text{kWh}/\text{m} \cdot \text{H}) \quad (3-29)$$

$$3 < R F < 9 \quad P = 0.0375 R F^2 - 0.686 R F + 10.6 \quad (\text{kWh}/\text{m} \cdot \text{H}) \quad (3-30)$$

$$R F \geq 9 \quad P = 7.42 \quad (\text{kWh}/\text{m} \cdot \text{H}) \quad (3-31)$$

ここで $R F$ はベルトプレス脱水機延べベルト巾 (m) である。

表 3.9 ベルトプレス電力量

機 器 名 称	3 m × 1 台				3 m × 2 台			3 m × 3 台		
	動力 (kW)	運転 台数 (台)	運転 時間 (min/H)	電力量 (kWh/H)	運転 台数 (台)	運転 時間 (min/H)	電力量 (kWh/H)	運転 台数 (台)	運転 時間 (min/H)	電力量 (kWh/H)
ベルトプレス	(3.7+0.4)	1	60	4.1	2	60	8.2	3	60	12.3
汚泥供給ポンプ	5.5	1	60	5.5	2	60	11	3	60	16.5
薬品供給ポンプ	0.75	1	60	0.75	2	60	1.5	3	60	2.25
汚泥サービスタンク ミキサー	3.7	1	60	3.7	1	60	3.7	1	60	3.7
定量フィーダー	0.75	2	10	0.25	1	10	0.25	1	10	0.25
薬品溶解タンク ミキサー	2.2	2	50	3.7	1	50	3.7	1	50	3.7
汚布洗浄ポンプ	5.5	1	60	5.5	2	60	11	3	60	16.5
コンベヤ	3.7	2	60	7.4	2	60	14.8	3	60	22.2
コンプレッサ	5.5	1	20	1.8	2	20	3.6	3	20	5.4
排水ポンプ	2.2	1	20	0.7	1	20	0.7	1	20	0.7
計	33.4				58.45			83.5		
負荷率	0.8				0.8			0.8		
電力量 kWh/H	26.7				46.76			66.8		
m 当り電力量 kWh/m · H	8.91				7.79			7.42		

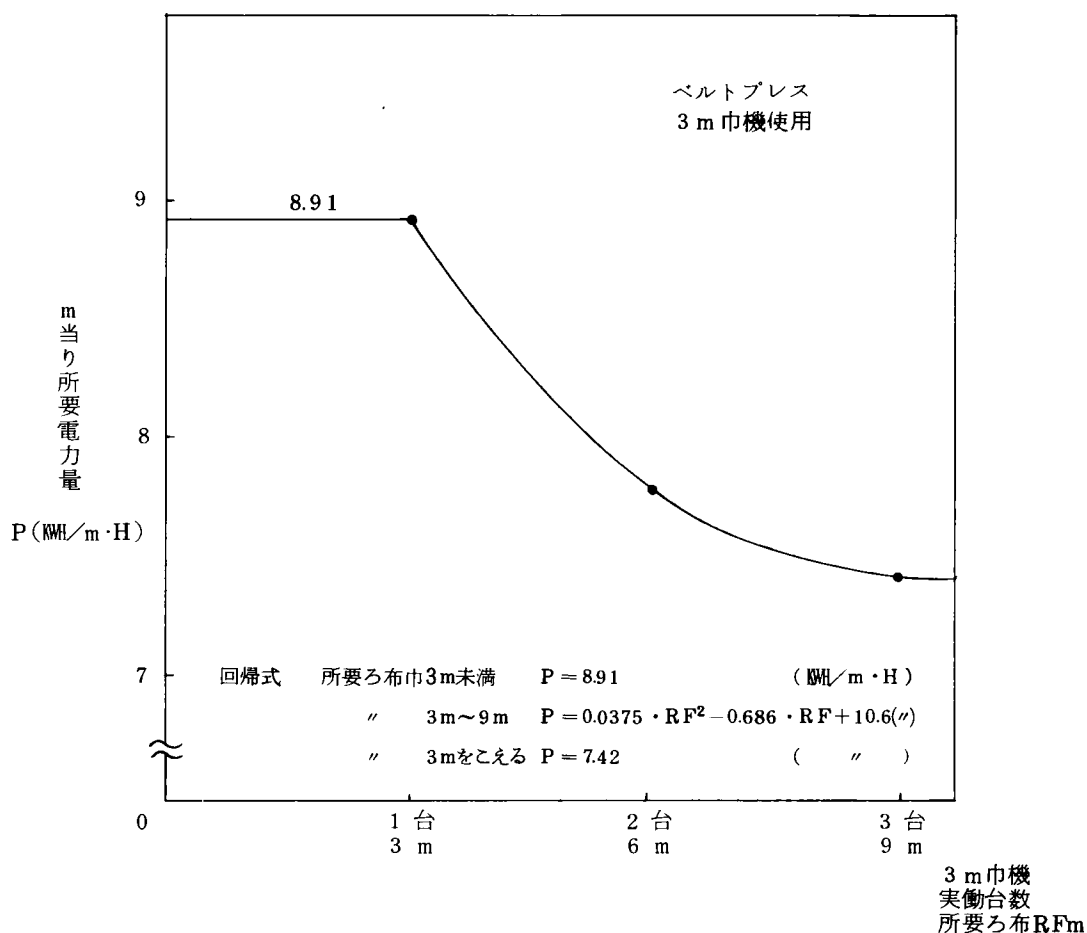


図 3. 1 4 脱水設備のろ布巾当りの所要電力量 (ベルトプレス)

⑤ 熱処理設備

熱処理設備は汚泥濃度に関係なく汚泥量に対して設備容量が決定される。そのため処理規模としては、 $5 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、 $10 \text{ m}^3/\text{hr}$ 、 $15 \text{ m}^3/\text{hr}$ のものを考えてそれぞれの設備計算を実施し、表 3. 1 0 のような機器リストをもとめた。熱処理の処理フローは第 2 編の第 3 章で述べたが、反応缶へ打込む高压送泥ポンプ設備、熱交換器、反応缶および熱処理汚泥濃縮設備である。一方熱処理汚泥の脱水には加圧脱水機を用いるが薬注設備が不要となるため表 3. 7 に示した機器リストになる。熱処理処理プラントの汚泥処理量に対する電力

表 3.1 0 熱処理プラントの電力量

負 荷 名 称	要 項	実 働 台 数	1 0 0 m ³ /日			2 4 0 m ³ /日			3 6 0 m ³ /日		
			動力	運転 時間	電 力 量	動力	運転 時間	電 力 量	動力	運転 時間	電 力 量
(熱 処 理 設 備)											
破 碎 機	破 碎 ポ ン プ	1	1.5	24	36	5.5	24	132	5.5	24	132
反 応 缶 打 込 ポ ン プ	高 圧 ダ イ ヤ フ ラ ム ポ ン プ	1	7.5	24	180	15	24	360	22	24	523
熱 媒 体 循 環 ポ ン プ	渦 巻 ポ ン プ	1	11	24	264	11	24	264	17.5	24	420
汚 泥 冷 却 水 ポ ン プ	〃	1	7.5	24	180	15	24	360	15	24	360
反 応 缶 用 コ ン プ レ ッ サ ー	往 復 動 空 気 圧 縮 機	1	5.5	18	99	11	21	231	22	21	462
熱 処 理 濃 縮 機 掻 寄 機	中 心 駆 動 式 汚 泥 掻 寄 機	1	0.4	24	9.6	0.4	24	9.6	0.4	24	9.6
汚 泥 引 抜 ポ ン プ	一 軸 ネ ジ 式 ポ ン プ	1	2.2	5	11	3.7	6	22.2	7.5	4	30
除 砂 洗 浄 移 送 機 器	フ ラ イ ト コ ン ベ ア 及 び ポ ン プ	1	4.1	1	4.1	4.45	1	4.45	4.45	1	4.45
ス カ ム 破 碎 ポ ン プ	破 碎 ポ ン プ	1	2.2	1	2.2	5.5	1	5.5	5.5	1	5.5
小 計					785.9			1389			1952
そ の 他 補 機 類	5 %				39			69			98
計					824.9			1458			2050
電 力 量	負 荷 率 0. 8				660 kWh/日			1166 kWh/日			1640 kWh/日
電 力 原 単 位	m ³ 当 り				6.6 kWh/m ³			4.86 kWh/m ³			4.56 kWh/m ³

原単位 (kWh/m³) を図 3.15 に示す。この図の回帰式より熱処理設備の電力原単位は以下のように決定した。

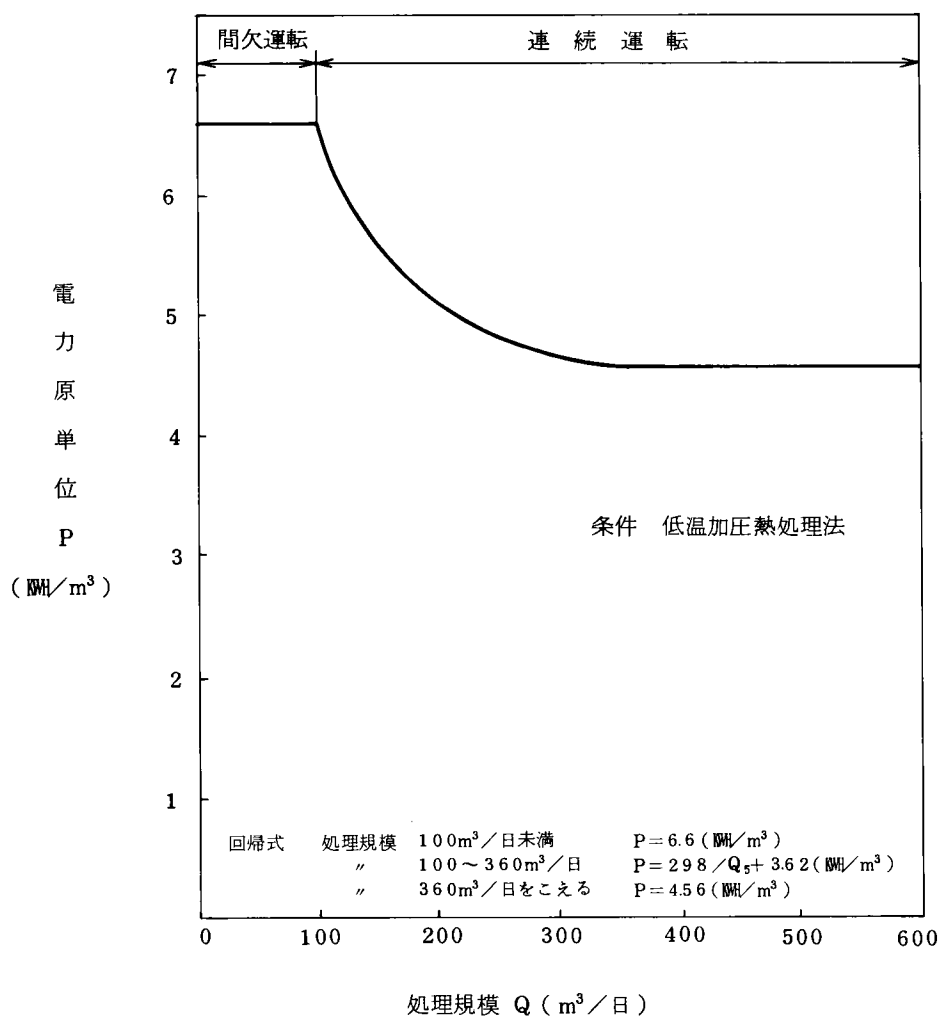


図 3.15 熱処理設備の電力原単位

処理量 100m³/日未満の場合

$$P = 6.6 \text{ (kWh/m}^3\text{)} \quad (3-32)$$

処理量 100～360m³/日の場合は

$$P = 298/Q_5 + 3.62 \text{ (kWh/m}^3\text{)} \quad (3-33)$$

処理量 360m³/日以上で

$$P = 4.56 \text{ (kWh/m}^3\text{)} \quad (3-34)$$

ここで Q_5 は処理汚泥量 ($m^3/日$) である。

1.2.4 ろ布洗浄水量

ろ過方式の脱水設備ではろ布を常時洗浄しながら脱水を行うため、多量の高圧水が必要となる。また用いる水はノズルのつまりを考慮して工業用水を用いる。加圧脱水機や真空脱水機のろ布洗浄水量は、単位ろ過面積 1 時間当りで求める。またベルトプレスについては単位ろ布巾、1 時間当りで求める。過去のデーターよりこのろ布洗浄水量を表 3.11 に示す。この結果ろ布洗浄水量を q (m^3/m^2H)、1 日の処理固形物量を S ($tds/日$) とす

表 3.11 ろ布洗浄水量

	真空脱水機	フィルタープレス	ベルトプレス
ろ過速度	$FR \text{ kg ds}/m^2 \cdot H$	$FR \text{ kg ds}/m^2 \cdot H$	$FR \text{ kg ds}/m \cdot H$
所要ろ過面積	$RF \text{ m}^2$	$RF \text{ m}^2$	$RF \text{ m (ろ布巾)}$
洗浄水量(瞬時)	$0.3 \text{ m}^3/m^2 \cdot H$	$0.04 \text{ m}^3/m^2 \cdot H$	$6 \text{ m}^3/m \cdot H$
〃 (平均)	$0.3 \text{ m}^3/m^2 \cdot H$	$0.01 \text{ m}^3/m^2 \cdot H$	$6 \text{ m}^3/m \cdot H$
1 日洗浄水量	$0.3 \times RF \times H \text{ m}^3/日$	$0.01 \times RF \times H \text{ m}^3/日$	$6 \times RF \times H \text{ m}^3/日$
洗浄条件	連続洗浄	1 サイクル 20 min 中 5 min 洗浄	連続洗浄
稼動条件	8 H/日		

ると 1 日のろ布洗浄水量 Q_{26} ($m^3/日$) は

$$Q_{26} = \frac{1000S}{FR} \cdot q \quad (3-29)$$

となる。遠心脱水機の場合の洗浄水は運転終了時の洗浄だけであり、さらに用いる水は処理水程度であるのでポンプ等の軸封水と同様、ユーティリティー設備の電力量として算出する。

第 3 節 乾燥焼却プロセス

焼却処理は、熱回収および灰の埋立処分を前提とした減量化、安全化の最終処理として、各所で採用されつつある。乾燥焼却プロセスとしては図 3.16 の

6 フローを考えた。各炉の設計値や廃熱ボイラーでの熱回収率については、前章で述べた熱処理汚泥を対象とした実験データに基づく。薬注プロセスの場合、汚泥濃度や有機物含有率により、脱水助剤の量やケーキ含水率変動し、炉の安定運転ができない。さらに省エネにするには、低空気比の運転が必要であり、これを可能にするのは前段での汚泥の乾燥である。そのため、熱処理プロセスを除いて焼却炉には全て前段に蒸気乾燥機を設ける。流動層炉の場合は、乾燥機で脱水ケーキを自燃限界まで乾燥するという条件でエネルギー量を算出する。この自燃限界は、汚泥の有機物量にもよるが、下水汚泥の場合には、65～75%程度である。一方現在の乾燥技術では、65～75%の乾燥ケーキを直接得ることは、困難である。そこで今回のエネルギー算出には、図3.16に示すように、脱水ケーキの一部を乾燥機で乾燥し、乾燥ケーキの一部を乾燥機入口に返送することによって、自燃限界のケーキ含水率になるように調節する。

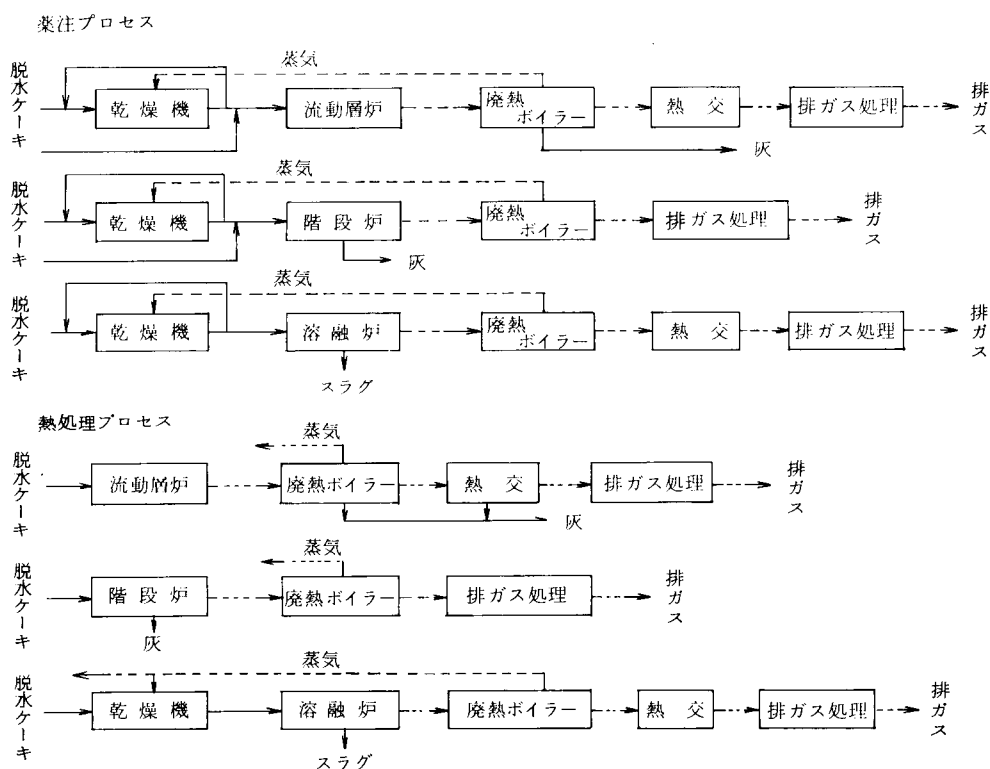


図 3. 1 6 焼却システム処理フロー

3.1 乾燥プラント

3.1.1 乾燥ケーキ返送率

乾燥プラントは，第3編の溶融炉の乾燥に用いた蒸気式パドルドライヤーを考える。この場合，投入汚泥の含水率は50%程度にまで調整する必要がある。含水率が50%以上であるとパドルに汚泥が付着し，ドライヤーの閉塞の原因となる。入口含水率 $W_1(-)$ 出口含水率 $W_2(-)$ ，乾燥ケーキ返送率 $\eta(-)$ ，混合ケーキ含水率50%とすると物収収支より

$$\frac{(1-W_1) + \eta(1-W_2)}{1+\eta} = 0.5$$

これより返送率 η は

$$\eta = \frac{(W_1 - 0.5)}{(0.5 - W_2)} \quad (3-36)$$

となる。(3-36)式より入口脱水ケーキ含水率に対して，返送汚泥の含水率と返送率(η)の関係を図3.17に示す。

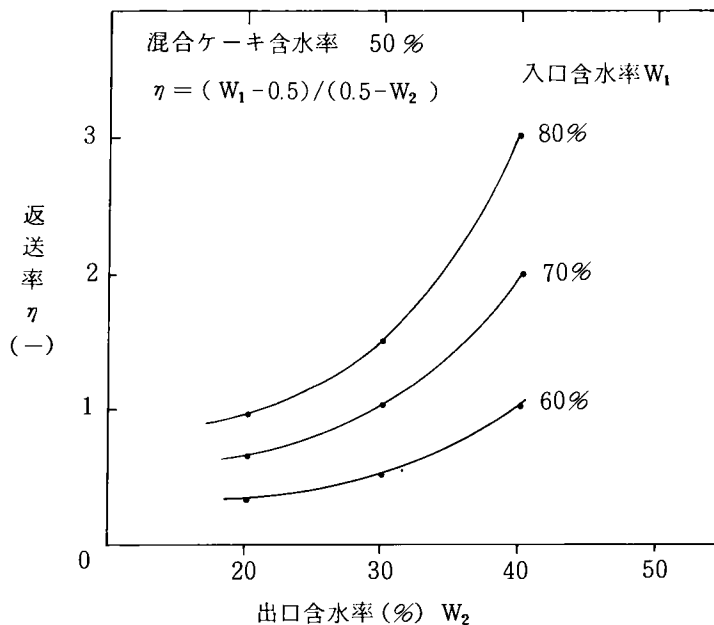


図 3.17 乾燥ケーキ返送率

3.1.2 電力量の算出

蒸気乾燥機は前述のように入口脱水ケーキの含水率により返送率が異なるため装置の大きさも異なる。そこで表3.12に示す9ケースについて電

力量の回帰式を求める。乾燥プラントに用いる機器は図 3.18 に示すように脱水ケーキのホッパーと給泥設備，乾燥機本体，返送汚泥用コンベアー設備，および乾燥用空気循環設備である。汚泥処理量は 1 tds/H として，各機器の容量を決定した。

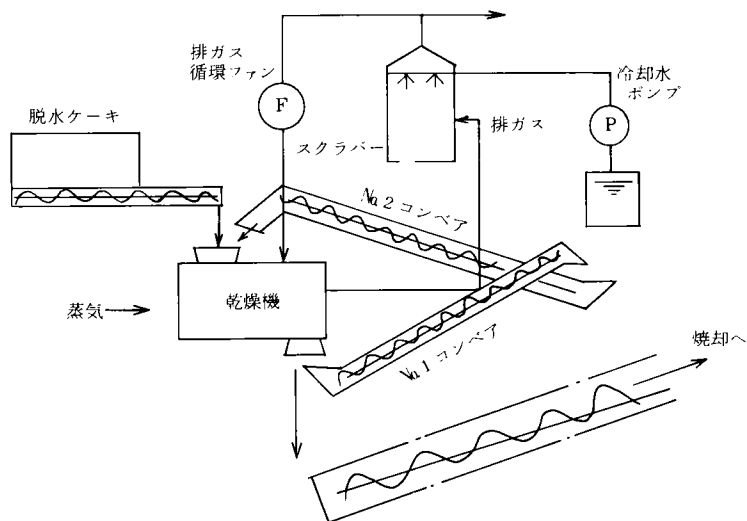


図 3.18 蒸気乾燥プラントフロシート

表 3.12 蒸気乾燥機的设计条件

ケース	入口含水率 ($100 - C_8$)%	入口ケーキ量 (m^3/H)	出口含水率 ($100 - C_9$)%	返 送 率 (一)	返 送 量 (m^3/H)
①	80	5	20	1	5
②			30	1.5	7.5
③			40	3	15
④	70	3.33	20	0.7	2.33
⑤			30	1.0	3.33
⑥			40	2.0	6.66
⑦			20	0.3	0.75
⑧	60	2.5	30	0.5	1.25
⑨			40	1.0	2.5

① 脱水ケーキ給泥設備

脱水ケーキのホッパーとその定量フィーダーは入口脱水ケーキ量により決定される。その結果を表 3.13 に示す。

表 3.12 脱水ケーキ給泥設備の電力量

ケース	入口ケーキ量 (m ³ /H)	動力
① ② ③	5	15 kW × 4 台 = 60 kW
④ ⑤ ⑥	3.3	11 kW × 4 台 = 44 kW
⑦ ⑧ ⑨	2.5	7.5 kW × 4 台 = 30 kW

② 乾燥本体

乾燥汚泥の返送により乾燥機本体に入る脱水ケーキの含水率は 50 % となり、機械の選定により必要機器の動力は表 3.14 のようになる。

表 3.14 乾燥機本体の必要動力

ケース	返送量 (m ³ /H)	実処理量 (m ³ /H)	蒸発水分量 (t/H)	機器動力
①	5	1.0	3.75	45 kW × 2 × 3 台 = 270 kW
②	7.5	1.25	3.58	45 kW × 2 × 3 台 = 270 kW
③	1.5	2.0	3.33	30 kW × 2 × 3 台 = 180 kW
④	2.33	5.66	2.08	30 kW × 2 × 2 台 = 120 kW
⑤	3.33	6.66	1.90	30 kW × 2 × 2 台 = 120 kW
⑥	6.66	1.0	1.67	15 kW × 2 × 2 台 = 60 kW
⑦	0.75	3.25	1.25	45 kW × 2 × 1 台 = 90 kW
⑧	1.25	3.75	1.07	30 kW × 2 × 1 台 = 60 kW
⑨	2.5	5.0	0.83	15 kW × 2 × 1 台 = 30 kW

③ 乾燥ケーキ返送用コンベアー

乾燥ケーキの含水率は40%以下になるため、スクリーコンベアーを用いる。コンベアーの揚程を2mとし、水平長さ5mとして、表3.15のようになる。

表 3. 1 5 返送用コンベアーの動力

ケース	№1 & №2 コンベア動力
①	$0.75 \times 2 = 1.5 \text{ kWh}$
②	$1.5 \times 2 = 3 \text{ kWh}$
③	$2.2 \times 2 = 4.4 \text{ kWh}$
④	$0.75 \times 2 = 1.5 \text{ kWh}$
⑤	$0.75 \times 2 = 1.5 \text{ kWh}$
⑥	$1.5 \times 2 = 3 \text{ kWh}$
⑦	$0.75 \times 2 = 1.5 \text{ kWh}$
⑧	$0.75 \times 2 = 1.5 \text{ kWh}$
⑨	$0.75 \times 2 = 1.5 \text{ kWh}$

④ 乾燥用空気循環設備

乾燥用空気は、乾燥機内で蒸発した水分を除去するために用いるが、排ガスは、臭気が強い。臭気ガス量をできるだけ少なくするため排ガスの循環をおこなう。そのため排ガスを冷却して除湿する必要がある。

1 tds に対する蒸発水分量は

入口含水率 W_1 (—)

出口含水率 W_2 (—)

入口水分量 x_1 (ton/ton ds)

出口水分量 x_2 (ton/ton ds)

とすると蒸発水分量は

$$x_1 - x_2 = \frac{W_1}{1 - W_1} - \frac{W_2}{1 - W_2} \quad (3-37)$$

この水分量より各ケースの電力量は表 3. 1 6 となる。

表 3.1 6 乾燥用空気循環設備の電力量

ケース	W_1	W_2	蒸発水分量 (t) $x_1 - x_2$	循環ガス量 (m^3) 100℃	排ガス循環ファン (200mmAq)	冷却水ポンプ (揚程40m)	計
①	80	20	3.75	6376	18.5KW/14.8BWL/tds	15 KW/10.5 BWL/tds	33.5 KW/25.3 BWL/tds
②	"	30	3.57	6070	18.5"/14.8"	11"/7.7"	29.5"/22.5"
③	"	40	3.33	5662	15"/12"	11"/7.7"	26"/19.7"
④	70	20	2.08	3537	11"/8.8"	7.5"/5.3"	18.5"/14.1"
⑤	"	30	1.90	3231	11"/8.8"	7.5"/5.3"	18.5"/14.1"
⑥	"	40	1.67	2839	7.5"/6.0"	5.5"/3.9"	13"/9.9"
⑦	60	20	1.25	2125	7.5"/6.0"	3.7"/2.6"	11.2"/8.6"
⑧	"	30	1.07	1818	5.5"/4.4"	3.7"/2.6"	9.2"/7.0"
⑨	"	40	0.83	1411	3.7"/3.0"	3.7"/2.6"	7.4"/5.6"

備考：1時間で1 tds を処理したときの動力/電力量

以上の結果、乾燥
プラントの1 tds 当
りの電力原単位は、
脱水ケーキの入口条
件と出口条件により
表 3.1 7 となる。こ
れを図にしたのが図
3.1 9 である。この
図にしたがい、乾燥
ケーキの固型物濃度
 $C_0(\%)$ に対する電力原

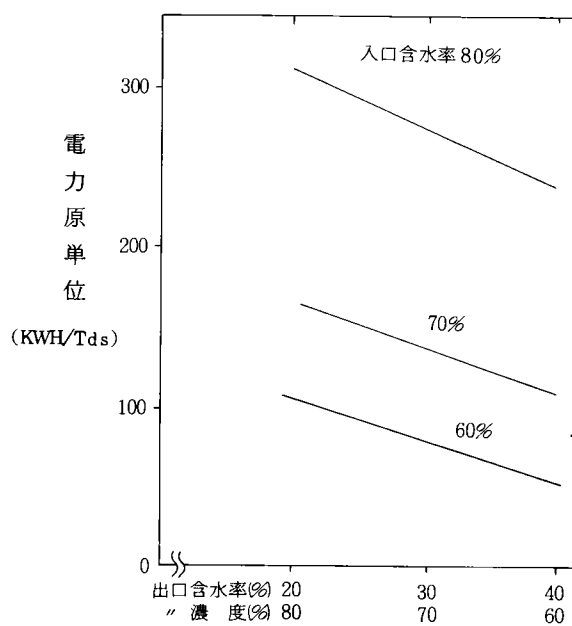


図 3.1 9 乾燥設備電力量

単位 P は

$$\text{入口含水率 } 80\% \text{ で } P = 3.5 C_0 + 30 \quad (3-38)$$

$$\text{入口含水率 } 70\% \text{ で } P = 2.8 C_0 + 62 \quad (3-39)$$

$$\text{入口含水率 } 60\% \text{ で } P = 2.6 C_0 + 98 \quad (3-40)$$

となる。

表 3.1 7 乾燥設備の電力原単位

ケース	本 体	コンベア	ファンポンプ	ホッパー	計	負荷率	電力量kWh / tds
①	270	1.5	3 3.5	6 0	3 6 5	0.8	2 9 2
②	270	3.0	2 9.5	6 0	3 6 2.5	"	2 9 0
③	180	4.4	2 6	6 0	2 7 0.4	"	2 1 6
④	120	1.5	1 8.5	4 4	1 8 4	"	1 4 7
⑤	120	1.5	1 8.5	4 4	1 8 4	"	1 4 7
⑥	60	3.0	1 3	4 4	1 2 0	"	9 6
⑦	90	1.5	1 1.2	3 0	1 3 2.7	"	1 0 6
⑧	60	1.5	9.2	3 0	1 0 0.7	"	8 1
⑨	30	1.5	7.4	3 0	6 8.9	"	5 5

3.1.3 蒸 気 量

乾燥機用の熱源は蒸気を用いる。この蒸気量Sは熱収支により算出する。

熱収支計算は全て固形物 1 tds に対しておこなう。

ケーキ比熱 $0.4 \text{ Kcal/kg ds } ^\circ\text{C}$

ケーキ濃度 $C_8 \%$

乾燥ケーキ濃度 $C_9 \%$

ケーキ温度 20°C

乾燥ケーキ温度 100°C

流出蒸気エンタルピ (1kg/cm^2) 638.8 "

キャリアガス比率 $1.4 \text{ } -$

放熱損失比率 (入熱に対し) 10%

蒸気の蒸発潜熱 (9.9kgG./cm^2) 482 Kcal/kg

熱 収 支

出 熱

ケーキ固形分の顕熱

$$Q_{01} = 1000 \times 0.4 \times (100 - 20) = 32000 \text{ Kcal/H}$$

ケーキ水分の顕熱

$$Q_{02} = 1000(100 - C_9) / C_9 \times (100 - 20) = 12.5 \frac{100 - C_9}{C_9} = \frac{1250}{C_9} - 12.5$$

ケーキの蒸発潜熱

$$Q_{03} = 1000 \{ (100 - C_8) / C_8 - (100 - C_9) / C_9 \} \times (638.8 - 20) \\ = 6.19 \times 10^7 \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right)$$

乾燥排ガスの顕熱

$$Q_{04} = 1000 \{ (100 - C_8) / C_8 - (100 - C_9) / C_9 \} \times 22.4 / 29 \times 1.4 \times 0.312 \\ \times (100 - 20) = 2.70 \times 10^6 \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right)$$

熱損失 入熱の10%

入 熱

乾燥用蒸気 482. S Kcal/H

出熱＝入熱

$$482 \cdot S \cdot 0.9 = 32000 + \frac{1250}{C_9} - 12.5 + 6.19 \times 10^7 \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right) + 2.70 \\ \times 10^6 \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right)$$

より

$$S = 1.49 \times 10^5 \times \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right) + \frac{2.88}{C_9} + 73.8 = 1.49 \times 10^5 \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right) \\ + 73.8$$

(NEG:無視できる)

従って1 tds 当りの所要蒸気量Sは

$$S = 1.49 \times 10^5 \times \left(\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9} \right) + 73.8 \text{ kg/tds} \quad (3-41)$$

となる。

3.2 焼却プラント

3.2.1 熱収支計算の条件

焼却設備は前述のよう廃熱ボイラーを設けることにしたため、流動層炉、段階炉、熔融炉とも図3.20に示す処理フローとなる。即ち炉からの排ガスは直接ボイラーにより熱回収を行う。そして、サイクロンで焼却灰の除去をおこなう。その後、焼却に必要な燃焼空気の加温用の熱交換器と排ガスの白煙防止用の熱交換器を通過後冷却塔、吸収塔、電気集塵機および白煙防

止用熱交換器を通して大気へ放出される。表 3.18 に焼却炉のエネルギー量の算出条件を示す。その他各炉での設計条計は，第 3 編で実施した熱処理汚泥を対象とした焼却実験結果によりもとめた。各炉とも省エネシステムとするため，空気比をできるだけ低くする。

表 3.18 焼却設備エネルギー量算定条件

	流動炉	階段炉	熔融炉
薬注前の有機物量	60, 70, 80%		
汚泥の低位発熱量	5,000 kcal/kg VS		
炉出口温度	900℃	900℃	1,350℃
空気比	(薬注プロセス) 1.2 (熱処理プロセス) 可変	1.2	1.2
循環排ガス	なし	(薬注プロセス) ケーキの理論 空気量と同量 (熱処理プロセス) 可変	なし

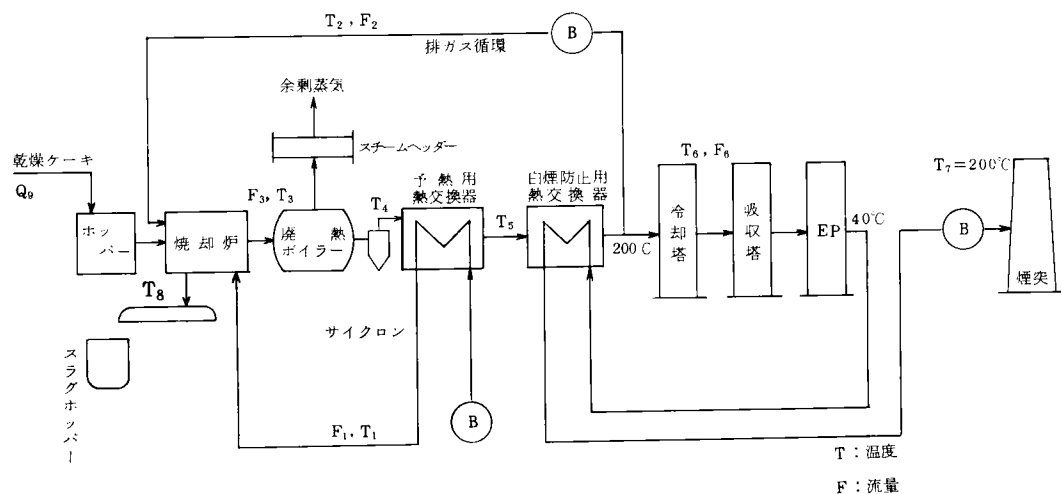


図 3.20 焼却システム

薬注プロセスの場合，凝集剤の添加量の変動により，焼却炉設備入口での汚泥のケーキ含水率や有機物量の含有率は大きく変化する。炉での運転を安定させるには，炉入口汚泥の含水率を一定にする必要がある。そこで流動層炉に於ては，与えられた燃焼条件で，補助燃料を用いることなく燃焼できる状態にまで脱水ケーキを乾燥機で乾燥させることとする。このケーキ含水率を自燃限度としこの状態になるよう，3.1の乾燥プラントで述

べたように、脱水ケーキの一部を乾燥機へ、一部を直接炉へ投入し、より安定した条件で炉の運転を行う。そのため各炉とも炉出口に廃熱ボイラーを設け、余剰の熱を蒸気として回収する。そこで流動層炉と階段炉の炉出口温度を900℃にまで高くする。エネルギー量の算出は入口汚泥の有機物量を60, 70, 80%に対して行う。

階段炉の場合、汚泥は炉内で乾燥・燃焼を同時に行うため、空気比を2～2.5と高くする必要があった。しかし、前段に乾燥機を設けることと排ガス循環を行うことにより空気比を低くすることが可能となり、省エネ型の汚泥焼却炉とすることができた。そのため階段炉の計算は、空気比1.2とし、排ガスの循環量はケーキの理論空気量と同量とし、自燃条件より自燃限度を求める。但し、自燃限度（含水率）が50%をこえた場合は、ロストル上での燃焼が困難となるため、乾燥設備で50%まで乾燥させることにした。この場合、炉温の上昇を循環ガスの増量で防止することとなるため、排ガス量の増加と回収蒸気量の増加を生じる。

熔融炉の場合も同様に、自燃限度を求め、エネルギー量を求めたが、自燃限度が15%未満になった時は15%まで乾燥し、助燃するものとして計算した。これは、熱処理プロセスの場合も同様である。

熱処理プロセスの場合は、脱水ケーキ含水率が50%と低く、薬品の添加もないため有機物量が高く、自燃する。流動炉の場合、炉温900℃を満足するような空気過剰率を求め、その条件におけるエネルギー量を算定した。また、排ガス中にダストが大量に流出するため、スス払い用のエアークリーンを考慮して回収蒸気量を算出した。また、階段炉の場合は、炉温900℃を満足するような循環排ガス量を求め、その条件におけるエネルギー量を算定した。

3.2.2 薬注率による有機物量の変化

汚泥中の有機物含有率は、調質に用いる無機凝集剤の添加率により変化する。以下に無機凝集剤の調質による有機物量の変化を計算する。

脱水入口における有機物含有率 VS_5 (%)

脱水出口における有機物含有率 VS_8 (%)

薬注量 (ds 当り) は、2.2 で述べたように汚泥濃度に対し

石 灰

$$ZC = -187C_5 + 1120 \quad (\text{kg/Tds})$$

塩 鉄

$$ZF = -20C_5 + 155 \quad (\text{kg/Tds})$$

である。これにより脱水出口の有機物含有率 VS_8 は

$$VS_8 = \frac{VS_5}{1 + \frac{(-187C_5 + 1120)}{100} + \frac{(-20C_5 + 155)}{100}} \times 100$$

$$VS_8 = \frac{VS_5}{2.275 - 0.207C_5} \times 100 \quad (\%) \quad (3-42)$$

となる。一方高分子凝集剤の場合はその添加率が固形物当り1%以下となるため、有機物含有率の変化は無視できる。

3.2.3 焼却設備の自燃限度と余剰蒸気発生量

焼却（溶融）設備の自燃限度と余剰蒸気量を算出するには、2つの熱収支計算をする必要がある。ひとつは、炉まわりの熱収支計算であり、もうひとつは焼却設備全体での熱収支計算である。

炉まわりの熱収支計算によって、所要重油量または、自燃限度をもとめ、その条件によって、焼却設備全体の熱収支計算をして、余剰蒸気量をもと

める。

炉まわりの熱収支について次図に示す。

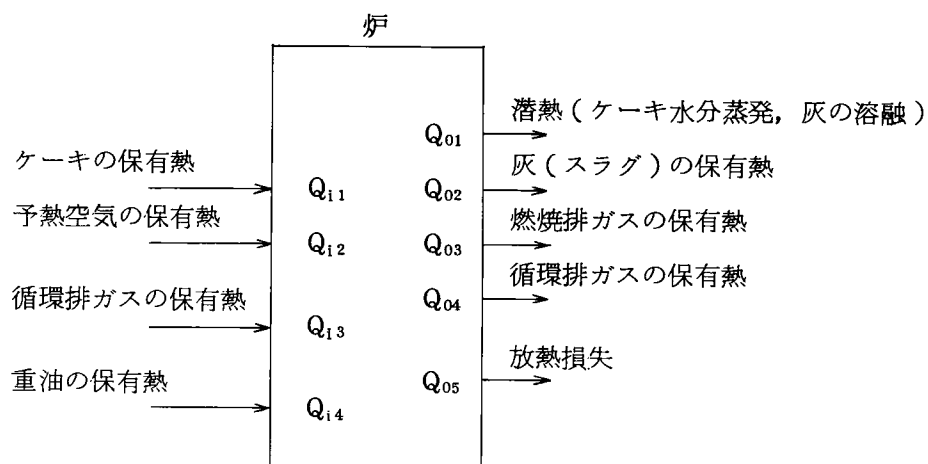


図 3. 2 1 炉まわりの熱収支

焼却設備全体の熱収支では、炉から煙突までをひとつのユニットと考える。炉まわりの熱収支と重複する項目もあるが、その概念を次図に示す。

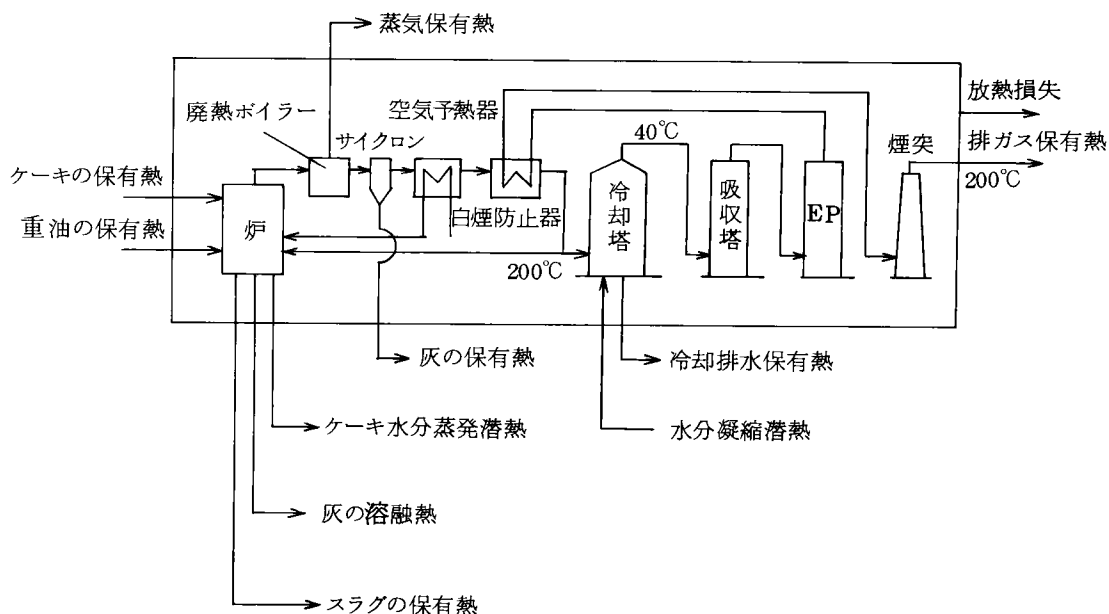


図 3. 2 2 焼却（溶融）設備熱収支フローシート

これをまとめると、次図のようになる。

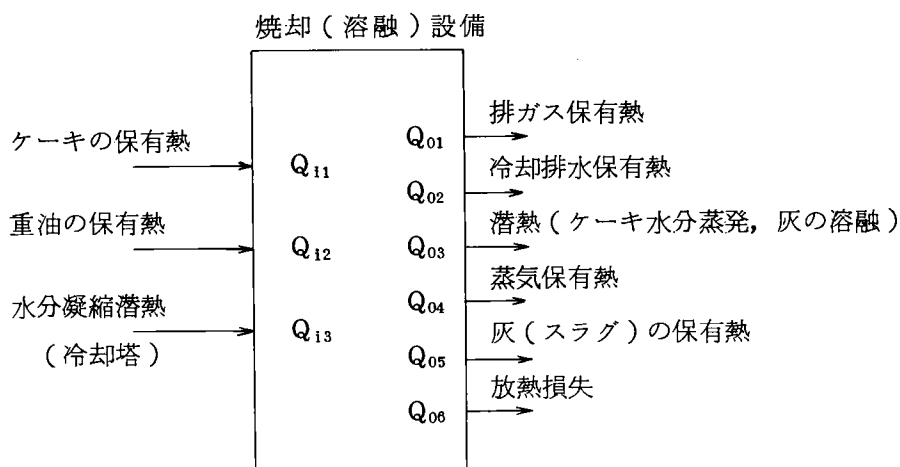


図 3. 2 3 焼却（溶融）設備の熱収支

次に，以上 2 つの熱収支計算に必要な物質量を求める。

① ケーキ量

固形物量 $1,000 \times S_9$ (kgds/日)

② 予熱空気量

ケーキの理論空気量は，実験編の発熱量との関係式より求める。

$$A_{01} = (1.1 \times \frac{V S_9 \times H_{vs}}{100 \times 1,000} - 0.2) \times S_9 \times 1,000 \times 1.29 \text{ (kg/日) (3 - 4 3)}$$

但し， H_{vs} ：ケーキの VS 当りの発熱量 (kcal/kg VS)

$V S_9$ ：乾燥ケーキの有機物量(%)

空気比重を 1.29 (kg/Nm³) とする。

重油の理論空気量は，ロジンの式より

$$A_{02} = (0.85 \times \frac{H_F}{1,000} + 2.0) \times F \times 1.29 \text{ (kg/日) (3 - 4 4)}$$

但し， H_F ：重油の発熱量 (kcal/kg)

F ：重油量 (kg/日)

空気過剰率をケーキに対し $E_1(-)$ ，重油に対し $E_2(-)$ とすると，実際空

気量はケーキに対し、

$$A_1 = A_{01} \cdot E_1 \quad (\text{kg/日}) \quad (3-45)$$

重油に対し、

$$A_2 = A_{02} \cdot E_2 \quad (\text{kg/日}) \quad (3-46)$$

よって予熱空気量は

$$A = A_1 + A_2 \quad (3-47)$$

③ 循環排ガス量

$$Gr = r \times A_{01} \quad (\text{kg/日}) \quad (3-48)$$

但し、 r ：循環排ガス比（ケーキの理論空気量に対し）（→）

④ 重油量

$$F \quad (\text{kg/日})$$

⑤ ケーキの蒸発水分量

$$1,000 \times S_9 \times \frac{100 - C_9}{C_9} \quad (\text{kg/日}) \quad (3-49)$$

⑥ 灰分（スラグ）量

$$1,000 \times S_9 \times \frac{100 - V S_9}{100} \quad (\text{kg/日}) \quad (3-50)$$

⑦ 燃焼排ガス量（炉出口）

ケーキの理論燃焼ガス量は、実験編の発熱量との関係式より求める。

$$G_{01} = (1.1 \times \frac{V S_9 \times H_{vs}}{100 \times 1,000} + 0.2) \times S_9 \times 1,000 \times 1.33 \quad (\text{kg/日}) \quad (3-51)$$

但し、燃焼ガス比重を $1.33 \text{ (kg/Nm}^3\text{)}$ とする。

重油の理論燃焼ガス量はロジンの式より

$$G_{02} = 1.11 \times \frac{H_F}{1,000} \times F \times 1.33 \quad (\text{kg/日}) \quad (3-52)$$

実際排ガス量（乾ガス）は

$$G_d = G_{01} + G_{02} + A_{01} \times (E_1 - 1) + A_{02} \times (E_2 - 1) \quad (3-53)$$

排ガス中の水分量は、ケーキの蒸発水分量に等しく、

$$G_w = 1,000 \times S_9 \times \frac{100 - C_9}{C_9} \quad (\text{kg/日}) \quad (3-54)$$

よって、燃焼排ガス量（炉出口）は

$$G = G_d + G_w \quad (\text{kg/日}) \quad (3-55)$$

⑧ 排ガス量（煙突出口）

乾ガス量は、燃焼排ガス（炉出口）と等しい。

水分量は、冷却塔で 40℃ に冷却された後、湿り飽和ガスになったもの
とすると、

$$G'_w = G_d \times x \quad (\text{kg/日}) \quad (3-56)$$

但し、 x : 40℃ における絶対湿度 (kg/kg)

よって、排ガス量（煙突出口）は、

$$G' = G_d + G'_w \quad (\text{kg/日}) \quad (3-57)$$

但し、冷却塔出口で、湿り飽和ガスにならない場合は $G'_w = G_w$ である。

⑨ 水分凝縮量（冷却塔）

冷却塔での水分凝縮量は、

$$W = G_w - G'_w \quad (\text{kg/日}) \quad (3-58)$$

⑩ 蒸気量

廃熱ボイラーでの蒸気発生量は換算蒸発量で

$$Q_s \quad (\text{kg/日})$$

以上の物質質量を用いて熱収支計算を行なう。

炉まわりの熱収支

（入 熱）

① ケーキの保有熱

$$\begin{aligned} Q_{i1} &= 1,000 \times S_g \times H_{vs} \times V S_g \times \frac{1}{100} \\ &= 10 \times S_g \times H_{vs} \times V S_g \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-59) \end{aligned}$$

② 予熱空気の保有熱

$$Q_{i2} = A \times (T_1 - T_0) \times S_{Ha} \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-60)$$

③ 循環排ガスの保有熱

$$Q_{i3} = A_{01} \times r \times (T_2 - T_0) \times S_{Hd} \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-61)$$

④ 重油の保有熱

$$Q_{i4} = F \times H_F \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-62)$$

$$\text{入熱計} \quad Q_i = Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{i3} + Q_{i4} \quad (3-63)$$

(出熱)

① 潜熱 (ケーキ水分蒸発, 灰の溶融)

$$\begin{aligned} Q_{01} &= 1,000 \times S_9 \times \frac{100 - C_9}{C_9} \times h + 1,000 \times S_9 \times \frac{100 - V S_9}{100} \times m \\ &= 1,000 \times S_9 \times \left(\frac{100 - C_9}{C_9} h + \frac{100 - V S_9}{100} m \right) (\text{kcal/日}) \end{aligned} \quad (3-64)$$

② 灰 (スラグ) の保有熱

$$\begin{aligned} Q_{02} &= 1,000 \times S_9 \times \frac{100 - V S_9}{100} \times (T_8 - T_0) \times S H_s \\ &= 10 \times S_9 \times (100 - V S_9) \times (T_8 - T_0) \times S H_s (\text{kcal/日}) \end{aligned} \quad (3-65)$$

③ 燃焼排ガスの保有熱

$$Q_{03} = (G_d \times S H_d + G_w \times S H_w) \times (T_3 - T_0) (\text{kcal/日}) \quad (3-66)$$

④ 循環排ガスの保有熱

$$Q_{04} = A_{01} \times r \times (T_3 - T_0) \times S H_d (\text{kcal/日}) \quad (3-67)$$

⑤ 放熱損失

$$Q_{05} = Q_i \times L_1 \quad (3-68)$$

$$\text{出熱計} \quad Q_0 = Q_{01} + Q_{02} + Q_{03} + Q_{04} + Q_{05} \quad (3-69)$$

但し, T_0 : 基準温度 (℃)

T_1 : 予熱空気温度 (″)

T_2 : 冷却塔入口温度 (″)

T_3 : 炉出口温度 (″)

T_8 : 灰出し温度 (″)

$S H_a$: 比熱 (空気) (kcal/kg・℃)

$S H_d$: " (燃焼乾ガス) (")

$S H_w$: " (水蒸気) (")

SHs : 比熱 (灰またはスラグ) (kcal/kg · °C)

h : 水分蒸発潜熱 (kcal/kg)

m : 灰の熔融熱 (:)

L₁ : 炉の放熱損失比率 (→)

(入熱) = (出熱) とおいて、未知数について解く。

自燃限度を求める場合は F = 0 として C₉ について解く。

左辺はドライベースの含水率となり、

$$\frac{100 - C_9}{C_9} = \{ (Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{i3}) \times (1 - L_1) - Q_{02} - Q_{04} - K_1 \} / K_2 \quad (3 - 70)$$

但し、 $K_1 = 10 \times (100 - V S_9) \times S_9 \times m + G_d + S H_d \times (T_3 - T_0)$

$$K_2 = 1,000 \times S_9 \times \{ h + S H_w \times (T_3 - T_0) \}$$

熔融炉のように、助燃が必要となる炉の場合は C₉ を与えて、F について解くと、

$$F = \{ Q_{01} + Q_{02} + Q_{04} - (Q_{i1} + Q_{i3}) \times (1 - L_1) + K_1 \} / K_2 \quad (\text{kg/日}) \quad (3 - 71)$$

但し、 $K_1 = (C_3 \times S H_d + G_w \times S H_w) \times (T_3 - T_0)$

$$- A_{01} \times E_1 \times (T_1 - T_0) \times S H_a \times (1 - L_1)$$

$$K_2 = \{ C_1 \times (T_1 - T_0) \times S H_a + H_f \} \times (1 - L_1) - C$$

$$- C_2 \times S H_d \times (T_3 - T_0)$$

$$C_1 = 1.29 \times (0.85 \times \frac{H_f}{1,000} + 2.0) \times E_2$$

$$C_2 = 1.11 \times \frac{H_f}{1,000} \times 1.33 + 1.29 \times (0.85 \times \frac{H_f}{1,000} + 2.0) \times (E_2 - 1)$$

$$C_3 = G_{01} + A_{01} \times (E_1 - 1)$$

熱処理一流動層炉の場合は、乾燥機がなく入口含水率がきまっているため、空気過剰率を求める。E₁ について解くと、重油量・F = 0 の場合は、

$$E_1 = \{ Q_{01} + Q_{02} + Q_{04} - (Q_{i1} + Q_{i3}) \times (1 - L_1) + K_1 \} / K_2$$

但し、 $K_1 = \{ (G_{01} - A_{01}) \times S H_d + G_w \times S H_w \} \times (T_3 - T_0) \quad (3 - 72)$

$$K_2 = A_{01} \times \{ (T_1 - T_0) \times SHa \times (1 - L_1) - (T_3 - T_0) \times SHd \}$$

熱処理一階段式炉の場合は、重油量 $F = 0$ のとき、循環排ガス比率を求める、 r について解くと、

$$r = \{ Q_{01} + Q_{02} + Q_{03} - (Q_{i1} + Q_{i2}) \times (1 - L_1) \} / K \quad (3-73)$$

$$\text{但し、} K = A_{01} \times \{ (T_2 - T_0) \times SHd \times (1 - L_1) - (T_3 - T_0) \times SHd \}$$

次に焼却（溶融）設備の熱収支をとり、余剰蒸気量を求める。

焼却（溶融）設備の熱収支

（入 熱）

① ケーキの保有熱

$$Q_{i1} = 10 \times S_9 \times H_{vs} \times V S_9 \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-74)$$

② 重油の保有熱

$$Q_{i2} = F \times H_F \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-75)$$

③ 水分凝縮潜熱（冷却塔）

$$Q_{i3} = W \times h \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-76)$$

$$\text{（入熱計）} \quad Q_i = Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{i3} \quad (3-77)$$

（出 熱）

① 排ガス保有熱

$$Q_{01} = (G_d \times SHd + G'_w \times SHw) \times (T_6 - T_0) \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-78)$$

② 冷却排水保有熱

排ガスを $T_2^\circ\text{C}$ （冷却塔入口）から $T_6^\circ\text{C}$ （冷却塔出口）まで降温するのに要する熱量と等しく、

$$\begin{aligned} Q_{02} &= (G_d \times SHd + G_w \times SHw) \times T_2 - (G_d \times SHd + G'_w \times SHw) \times T_6 \\ &= G_d \times SHd \times (T_2 - T_6) + SHw \times (G_w \times T_2 - G'_w \times T_6) \quad (\text{kcal/日}) \end{aligned} \quad (3-79)$$

③ 潜熱（ケーキ水分蒸発、灰の溶融）

$$Q_{03} = 1,000 \times S_9 \times \left(\frac{100 - C_9}{C_9} h + \frac{100 - V S_9}{100} m \right) \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-80)$$

④ 蒸気保有熱

$$Q_{04} = Q_s \times h \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-81)$$

⑤ 灰（スラグ）の保有熱

$$Q_{05} = 10 \times S_g \times (100 - VS_g) \times (T_g - T_0) \times SH_s \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-82)$$

⑥ 放熱損失

$$Q_{06} = Q_i \times L_2 \quad (\text{kcal/日}) \quad (3-83)$$

$$(\text{出熱計}) \quad Q_0 = Q_{01} + Q_{02} + Q_{03} + Q_{04} + Q_{05} + Q_{06} \quad (3-84)$$

但し、 T_0 : 冷却塔出口温度 (°C)

L_2 : 焼却（溶融）設備の放熱損失比率 (-)

(入熱) = (出熱) とおいて、蒸気量 Q_s について解く。

$$Q_s = \{ (Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{i3}) \times (1 - L_2) - Q_{01} - Q_{02} - Q_{03} - Q_{05} \} / h \quad (3-85)$$

以上の式を用いて、流動層炉，階段式炉，溶融炉について、熱収支計算を行った。

図 3.2 4 に流動層炉の有機物量 (VS_g) と自然限度の乾燥ケーキ含水率の関係を示す。この図より炉出口温度 900 °C の時の自然限度をドライベース (W_d) で表わすと、

$$W_d = 3.625 VS_g - 4.0 \quad (3-86)$$

ウェットベースで

$$W_w = \frac{362.5 VS_g - 4,000}{3.625 VS_g + 60} \quad (3-87)$$

となる。

階段炉では、自然限度が50%をこえた場合はストーカ上で燃焼が困難となるため、乾燥機で50%まで乾燥させる。図3.25に階段炉での有機物量と自然限度の関係を示す。

この図より階段炉の炉出口温度900℃の時の自然限度はドライベースで

$$W_d = 2.40 VS_9 - 25 \quad (3-88)$$

ウェットベースで

$$W_w = \frac{240 VS_9 - 2,500}{2.40 VS_9 + 75} \quad (3-89)$$

となる。

熔融炉の場合も流動層炉と同様に自然限度を求め、エネルギー量を求めたが、自然限度が15%未満になった時は15%まで乾燥し助燃するものとして計算した。これは熔融炉の構造上、前述のように低含水率の乾燥ケーキは熔融が困難となるためである。図3.26に熔融炉の自然現度の関係を示す。

この図より自然限度はドライベースで

$$W_d = 1.30 VS_9 - 52 \quad (\%) \quad (3-90)$$

ウェットベースで

$$W_d = \frac{130 VS_9 - 5,200}{1.30 VS_9 + 48} \quad (\%) \quad (3-91)$$

ケーキ含水率を15%としても有機物量(VS_9)54%以下になれば熔融炉では自然できなくなり補助燃料が必要となる。図3.26よりその時の助燃油量Fは

$$F = -6.7 VS_9 + 362 (\ell/Tds) \quad (3-54)$$

となる。

熱処理プロセスの場合は、脱水ケーキ含水率が50%と低く、有機物量も多いため自然する。そのため流動層炉では炉出口温度を900℃になるよう空気比を求めその条件でのエネルギー量を算出した。階段炉では炉出

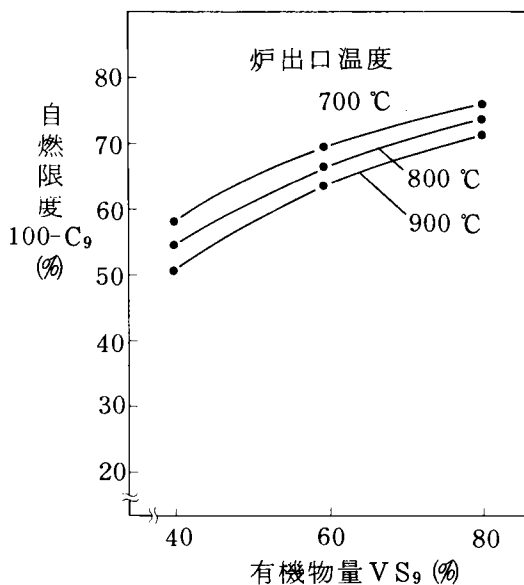


図 3.24 流動炉における自燃限度と
V S の関係

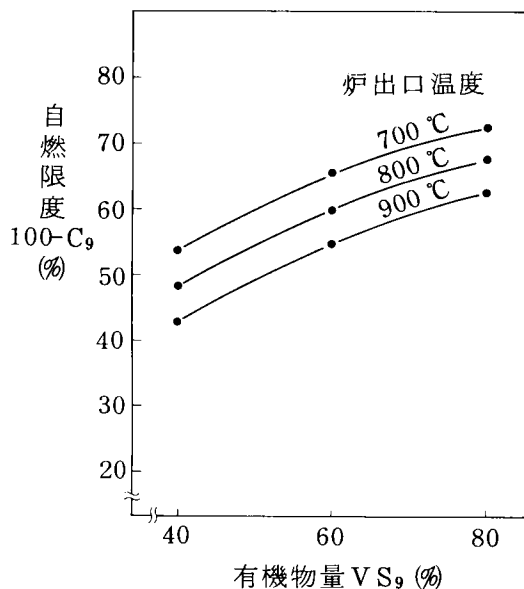


図 3.25 階段炉における自燃限度と
V S の関係

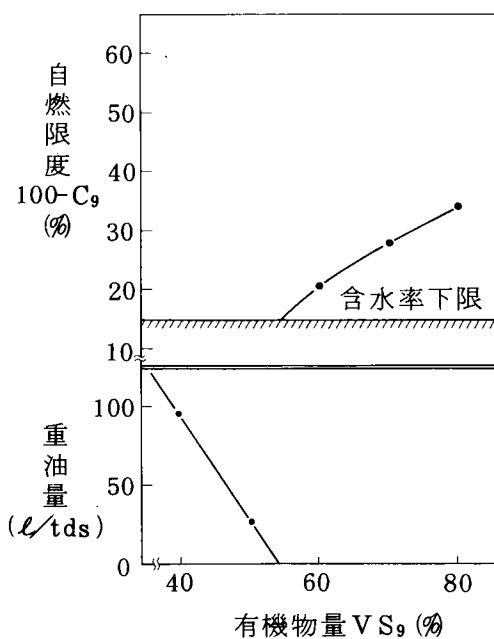


図 3.26 熔融炉における自燃限度,
重油量と V S の関係

口温度を、900℃になる循環排ガス量を求めた。発生する熱は廃熱ボイラーで蒸気として回収する。

この余剰蒸気量と汚泥の有機物量との関係を図 3.27, 28, 29 に示す。このように流動層、階段炉では自然可能で補助燃料は不要であるが、乾燥に必要な蒸気と炉で余剰となった蒸気の差を専焼ボイラーで発生する必要がある。そのため補助燃料は専焼ボイラーで必要となる。

流動層炉の場合図 3.27 より薬注汚泥に対する余剰蒸気量は炉出口温度 900℃で

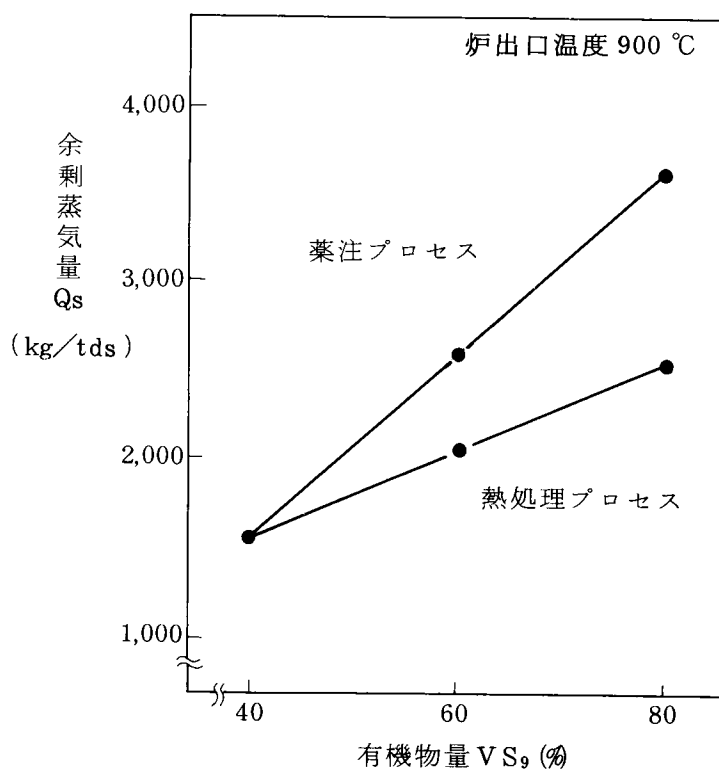


図 3.27 流動炉における余剰蒸気量と VS の関係

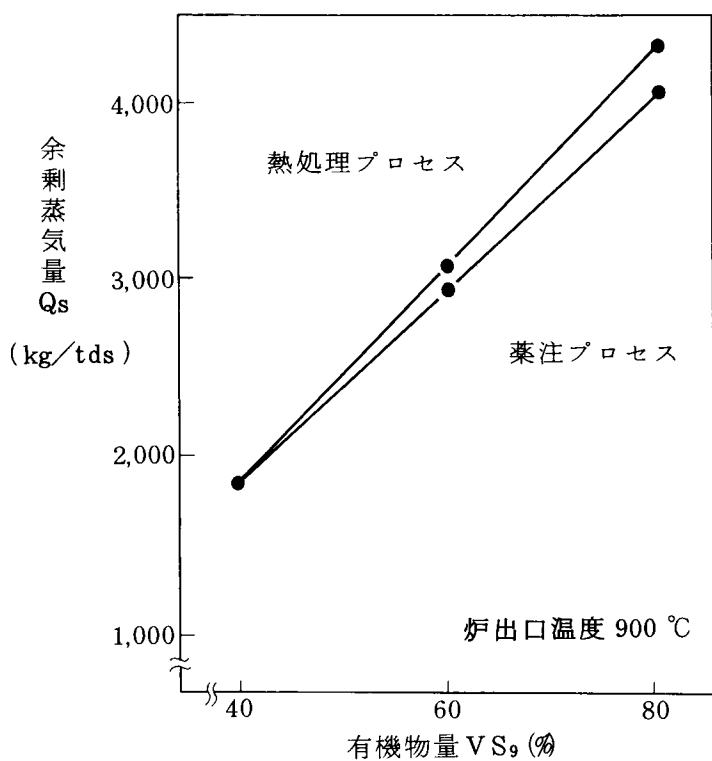


図 3. 2 8 階段炉における余剰蒸気量と VS の関係

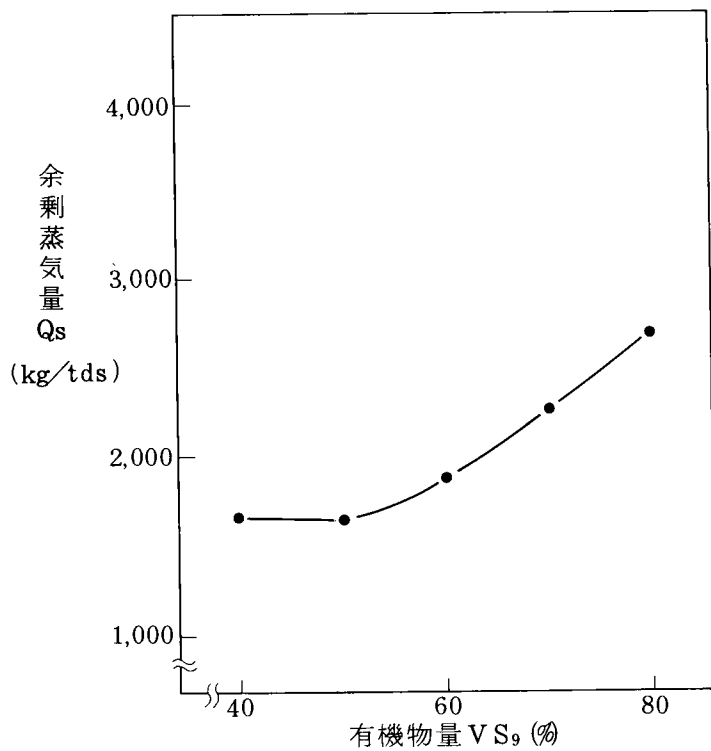


図 3. 2 9 溶融炉における余剰蒸気量と VS の関係

$$Q_{47}-Q_{30}=51.2VS_9-500(\text{kg}/\text{Tds}) \quad (3-93)$$

熱処理汚泥に対して,

$$Q_{47}-Q_{30}=24.9VS_9+500(\text{kg}/\text{Tds}) \quad (3-94)$$

同様に階段炉の場合図 2.28 より炉出口温度 900℃で薬注汚泥に対し

$$Q_{47}-Q_{30}=54.0VS_9-300(\text{kg}/\text{Tds}) \quad (3-95)$$

熱処理汚泥に対し

$$Q_{47}-Q_{30}=62.0VS_9-600(\text{kg}/\text{Tds}) \quad (3-96)$$

熔融炉の場合図 3.29 より

有機物量 54%以上で

$$Q_{47}-Q_{30}=34.9VS_9-100(\text{kg}/\text{Tds}) \quad (3-97)$$

有機物量 54%以下で

$$Q_{47}-Q_{30}=1,650(\text{kg}/\text{Tds})$$

と一定となる。

3.2.4 電力量の算出

焼却設備の機器はバーナー設備や灰出し設備等小さな電動機と排風機等の大容量機器とがある。そこで電力量は主要負荷として①ケーキ供給設備（乾燥汚泥の切出し装置，コンベア，定量フィーダー等），②押込ファン，③排ガス循環ファン，④電気集塵機および⑤誘引ファンとし，物質収支，熱収支計算からそれぞれの負荷を計算する。その他の小さな機器の負荷は主要機器の負荷の20%とし，焼却設備の全電力量をもとめた。

① ケーキ供給設備

機器としては，乾燥ケーキホッパーとベルトコンベアーおよび定量フィーダーである。各機器の動力を理論計算よりもとめる。

○ 乾燥ケーキホッパー

① 搬 送 能 力 $Q_0 (\text{m}^3/\text{日}) = Q_0/24 \quad (\text{m}^3/\text{H}) = Q_0/24 \quad (\text{t}/\text{H})$
(見掛比重 1.0)

② ホッパー容量 V 6 時間分貯留とすると

$$V = Q_0/24 \times 6 = Q_0/4 (\text{m}^3)$$

③ ホッパー寸法比

$$\ell_1 : \ell_2 : \ell_3 = 2 : 1 : 1$$

とする。

④ ホッパー寸法

$$\ell_1 = 2 \times \eta$$

$$\ell_2 = 1 \times \eta$$

$$\ell_3 = 1 \times \eta$$

$$\ell_1 \cdot \ell_2 \cdot \ell_3 = 2 \cdot \eta^3 = Q_0/4$$

$$\therefore \eta = 0.5 \cdot \sqrt[3]{Q_0}$$

$$\therefore \ell_1 = \sqrt[3]{Q_0}$$

$$\ell_2 = \sqrt[3]{Q_0}/2$$

$$\ell_3 = \sqrt[3]{Q_0}/2$$

⑤ スクリュー寸法

スクリュー各部の寸法を右図のようにし、各寸法を d を基準に比率設定する。

d = 軸径

D = スクリュー径 = 1.5 d

P = ピッチ = 0.75 d

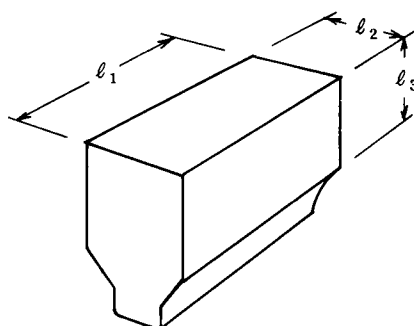


図 3.30 ホッパー寸法図

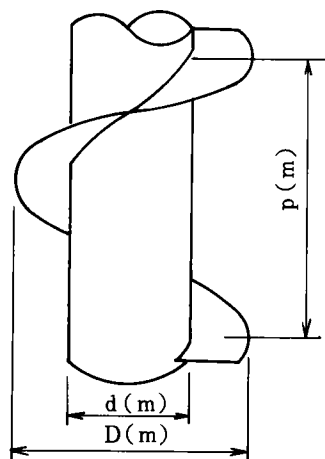


図 3.31 スクリュー寸法図

⑥ 搬 送 量

搬送量 $Q_0/24$ は次式で表わすことができる。

$$Q_0/24 = m \cdot \{ 60 \cdot n \cdot \varphi \cdot (\frac{\pi}{4} D^2 - \frac{\pi}{4} d^2) \times P \} (\text{m}^3/\text{H})$$

ここで m = スクリュー本数

n = " 回転数 (rpm)

φ = 充填率 = 1.0

⑥できめた寸法比を上式に代入すると、

$$Q_9/24 = m \{ 60 \times n \cdot 1.0 \times (\frac{\pi}{4} \times 2.25 d^2 - \frac{\pi}{4} d^2) \times 0.75 d \}$$

$$= 44.2 m \cdot n \cdot d^3$$

$$\therefore Q_9 = 1060 \cdot m \cdot n \cdot d^3$$

$$m = Q_9 / (1060 \cdot n \cdot d^3)$$

⑦ 搬送動力 kW_1

$$kW_1 = \frac{C \times \ell \times Q_9 / 24}{367}$$

kW_1 = 所要動力

C = 運搬物の性質による係数 15

ℓ = 搬送長さ $\therefore \ell_1 = Q_9$

$$kW_1 = \frac{15 \times \sqrt[3]{Q_9} \times Q_9 / 24}{367}$$

$$= 17.0 \times 10^{-4} \times Q_9^{\frac{4}{3}}$$

⑧ ケーキ底圧抗トルク

D = スクリュー径

d = 軸径

とすると、ケーキ底圧によって発生するトルクは右図のようになり、斜線部の重量が、半径 $(D + d) / 4$ の位置に作用する。

スクリュー1本当りのトルク T_1

(kg m) は、

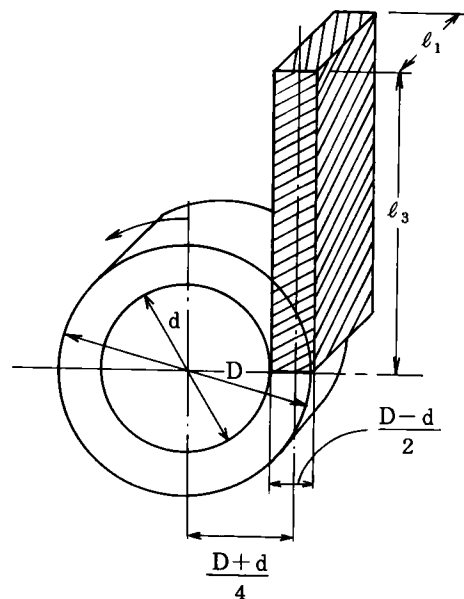


図 3.32 ケーキ底圧

$$T_1 = \frac{D-d}{2} \times \ell_3 \times \ell_1 \times \frac{D+d}{4} \times 1000$$

$$= 125 \ell_1 \cdot \ell_3 (D^2 - d^2)$$

スクリーの本数を m 本とすると全トルク T (kg m) は,

$$T = m \cdot T_1 = 125 \cdot \ell_1 \cdot \ell_3 \cdot m \cdot (D^2 - d^2)$$

㊸の寸法比を代入して $D = 1.5 d$

$$T = 125 \cdot \ell_1 \cdot \ell_3 \cdot m \cdot 1.25 \cdot d^2$$

$$= 156 \cdot \ell_1 \cdot \ell_3 \cdot m \cdot d^2$$

㊹の式を代入して

$$T = 156 \cdot \ell_1 \cdot \ell_3 \cdot d^2 \cdot Q_9 / (1060 \cdot n \cdot d^3)$$

$$= 0.147 \cdot \ell_1 \cdot \ell_3 \cdot Q_9 / (n \cdot d)$$

㊺の式を代入して

$$T = 0.147^3 \cdot Q_9 \cdot \frac{Q_9}{2} \cdot Q_9 / (n \cdot d)$$

$$= 0.0736 \cdot Q_9 / (n \cdot d)$$

ここで

$$n = 60 \quad (\text{rpm})$$

$$d = \ell_1 / 10 \cdot (\text{m})$$

とすると

$$T = 0.0736 \cdot Q_9^{\frac{5}{3}} / (60 \cdot \ell_1 / 10)$$

$$= 0.0736 \cdot Q_9^{\frac{5}{3}} / (60 \cdot \sqrt[3]{Q_9} / 10)$$

$$= 0.0123 \cdot Q_9^{\frac{4}{3}}$$

従って、所要動力 kW_2 は

$$kW_2 = T \times n / 974 \quad (n = 60 \text{ rpm})$$

$$= 0.0123 \cdot Q_0^{\frac{4}{3}} \cdot 60 / 974$$

$$= 7.58 \times 10^{-4} \cdot Q_0^{\frac{4}{3}}$$

① 電動機出力

$$kW = \frac{kW_1 + kW_2}{\eta}$$

η = 総合機械効率

バイエル 0.9²

サイクロ 0.9²

チェーン 0.9

軸受 0.9

初動抵抗 0.7

$$kW = \frac{(17.0 \times 10^{-4} + 7.58 \times 10^{-4}) \times Q_0^{\frac{4}{3}}}{0.9^2 \times 0.9^2 \times 0.9 \times 0.9 \times 0.7}$$

$$= 0.00661 \cdot Q_0^{\frac{4}{3}} \quad (kW) \quad (3-98)$$

○ ベルトコンベア

計量用の水平ベルトコンベアであるため、0.4 kW とする。

○ フィーダー

ホッパー部は小さいため、ケーキ底圧抗トルクによる動力は無視できる。

搬送動力は

$$kW_1 = \frac{C \times \ell \times Q_0 / 24}{367}$$

$$C = 15$$

$$\ell = 2$$

とすると

$$kW_1 = \frac{15 \times 2 \times Q_0 / 24}{367}$$

$$= 3.4 \times 10^{-4} \times Q_0$$

電力機出力kW

$$kW = \frac{kW_1}{\eta}$$

η = 総合機械効率

バイエル	0.9 ²
サイクロ	0.9 ²
チェン	0.9
軸受	0.9
初動抵抗	0.9

$$kW = \frac{3.4 \times 10^{-4} \times Q_9}{0.9^2 \times 0.9^2 \times 0.9 \times 0.9 \times 0.7} = 0.00914 \times Q_9 \quad (kW) \quad (3-99)$$

以上の結果、乾燥ケーキ供給設備の動力合計は、

$$P = 0.00661 Q_9^{\frac{4}{3}} + 0.00914 Q_9 + 0.4 \quad kW \quad (3-100)$$

となる。

② 送風機設備

送風機設備としては、押込ファン、排ガス循環ファン、および誘引ファンとがある。送風機の動力は次式で計算できる。

$$P = \frac{F_1 \times P_1}{6120 \times \eta} \times \frac{(273 + T_1)}{273} \quad kW \quad (3-101)$$

ここで F_1 は送風量 (Nm^3/min)

T_1 は送風温度 $^{\circ}C$

P_1 は圧力 $(mm Ag)$

η はファン効率 0.5

各ファンごとの電力量を表 3.19 に示す。

③ 電気集塵機

図 3.27 に処理風量に対する電気容量の関係を示す。この図の回帰直線より電気容量は (3-102) 式となる。

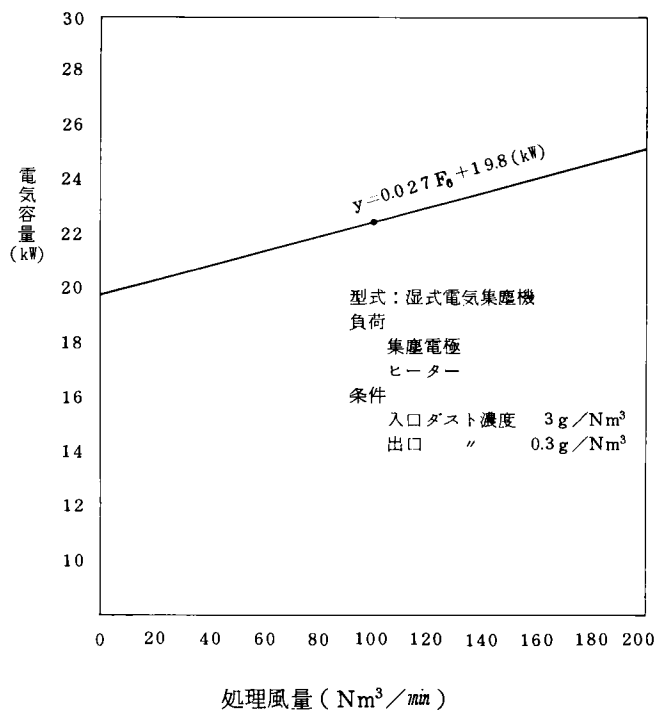


図 3.3.3 電気集塵機の電気容量

$$P = 0.027 F_0 + 19.8 \quad \text{kW} \quad (3-102)$$

ここで F_0 は排ガス風量 (Nm^3/min)

以上焼却設備での各々のエネルギー量の算出式をもとめたが図 3.3.4 にこれら各式を用いての焼却プラントのエネルギー量の算出フローチャートを示す。

3.2.5 薬品量の算出

焼却炉に於ける薬品は汚泥に含まれている硫黄による SO_x 除去用と汚泥中の Cl 除去用の NaOH である。汚泥中の S 分と Cl 分を汚泥中の有機物量 (VS_0) 60% の時に硫黄分を 0.004 kg/kg ds 塩素分を 0.0003 kg/kg ds とする。それぞれ VS_0 の関数とすると排ガス中に出る S 分は

$$S = \frac{0.004 \text{ kg/kg ds}}{0.6} \times \text{VS}_0 / 100 = 6.67 \times 10^{-5} \text{ VS}_0 \text{ kg/kg ds} \quad (3-103)$$

表 3.19 焼却設備の電力量

主要負荷名称	条 件	台 数	因 子	負 荷 量 (kW)
ケーキ供給設備	ケーキ6時間分を貯留する	1式	Q_9 (m ³ /日)	$0.00661 \cdot Q_9^{\frac{4}{3}} + 0.00914 \cdot Q_9 + 0.4$
押込ファン	予熱空気量 (T_1 °C)を所定の圧力で押込む	1台	T_1 (°C) F_1 (Nm ³ /min) (流動) 1500mmAg P_1 =(階段) 500 (熔融) 100	$\frac{F_1 \times P_1}{6120 \times 0.5} \times \frac{(273+T_1)}{273}$ (ファン効率 0.5)
排ガス循環ファン	循環排ガス量 (T_2 °C)を所定の圧力で循環させる。 (通常は階段炉方式のみ)	1台	T_2 (°C) F_2 (Nm ³ /min) (流動) 1600mmAg P_2 =(階段) 600 (熔融) 200	$\frac{F_2 \times P_2}{6120 \times 0.5} \times \frac{(273+T_2)}{273}$ (ファン効率 0.5)
電気集塵機	湿式電気集塵機 入口ダスト濃度 3g/Nm ³ 出口 " 0.3g/Nm ³	1台	F_6 (Nm ³ /min)	$0.027 \times F_6 + 19.8$
誘引ファン	排ガスを所定の圧力で排出する。(温度 T_6 °C)	1台	T_6 (°C) F_6 (Nm ³ /min) $P_6=500$ mmAg	$\frac{F_6 \times P_6}{6120 \times 0.5} \times \frac{(273+T_6)}{273}$ (ファン効率 0.5)
主要負荷合計			$1.20 \times 10^{-6} \times \{F_1 \cdot P_1 \cdot (273+T_1) + F_2 \cdot P_2 \cdot (273+T_2) + F_6 \cdot P_6 \cdot (273+T_6)\} + 0.00661 \cdot Q_9^{\frac{4}{3}} + 0.00914 \cdot Q_9 + 0.027 \cdot F_6 + 20.2$ (kW)	
全負荷合計	(主要負荷合計) × 1.25		$1.50 \times 10^{-6} \times \{F_1 \cdot P_1 \cdot (273+T_1) + F_2 \cdot P_2 \cdot (273+T_2) + F_6 \cdot P_6 \cdot (273+T_6)\} + 0.00826 \cdot Q_9^{\frac{4}{3}} + 0.014 \cdot Q_9 + 0.0338 \cdot F_6 + 25.3$ (kW)	
負 荷 率			0.8	
運 転 時 間			24H/日	
電 力 量			$2.88 \times 10^{-5} \times \{F_1 \cdot P_1 \cdot (273+T_1) + F_2 \cdot P_2 \cdot (273+T_2) + F_6 \cdot P_6 \cdot (273+T_6)\} + 0.159 \cdot Q_9^{\frac{4}{3}} + 0.219 \cdot Q_9 + 0.649 \cdot F_6 + 486$ (kWh/日)	

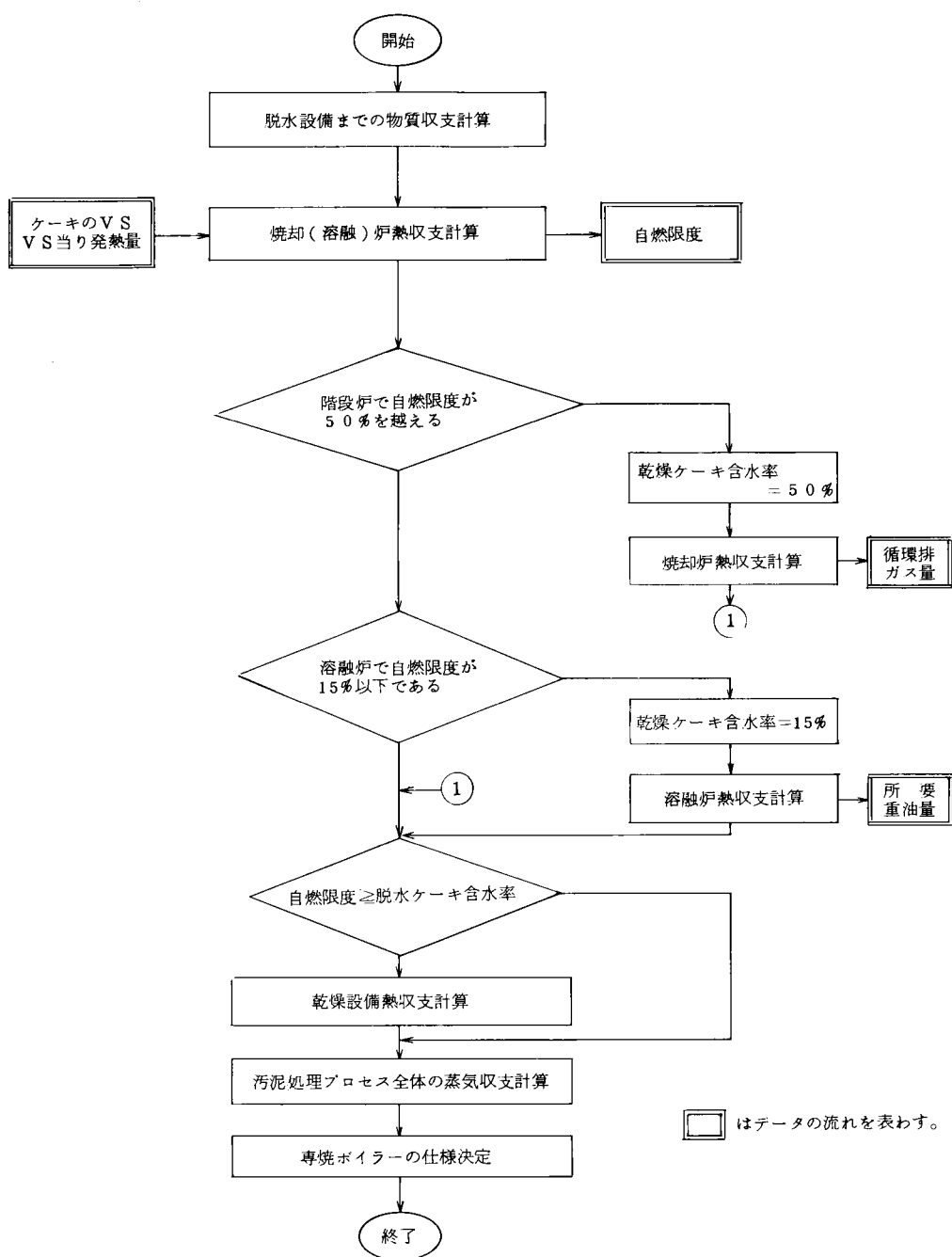


図 3.3 4 焼却プラントの計算手順

また C1 分は

$$C1 = \frac{0.0003 \text{ kg/kg ds}}{0.6} \times VS_0 / 100 = 5 \times 10^{-6} VS_0 \text{ kg/kg ds}$$

除去される S および Cℓ のモル数より必要な NaOH 量 Z (NaOH) を算出する。

S の除去率を 90%,

$$Z(\text{NaOH}) = 6.67 \times 10^{-5} \times VS_0 \times 0.9 \times \frac{40}{32} VS_0 \times 10^3$$

$$+ 5 \times 10^{-6} \times VS_0 \times 0.95 \times \frac{40}{35} VS_0 \times 10^3$$

より

$$Z(\text{NaOH}) = 0.155 VS_0 \text{ kg NaOH/T ds} \quad (3-104)$$

3.2.6 焼却プラントの用水量の算出

焼却プラントで用いる工業用水は、排ガス処理での冷却塔の冷却水や、吸収塔での補給水、電気集塵機での洗浄水等である。排ガスの処理フローは図 3.20 に示すように炉の形式に関係なく、冷却塔、吸収塔、湿式電気集塵機および白煙防止器である。

冷却塔での冷却水量は、排ガスを冷却塔入口温度 (T_3 °C) から、出口温度 (T_5 °C) まで冷却するに要する熱量に比例する。この熱量は (3-79) 式に示したように、

$$Q_{02} = Gd \times SHd \times (T_2 - T_0) + SHw \times (Gw \times T_2 - T'w \times T_0) \quad (\text{kcal/日})$$

である。冷却水温度を 20 °C、冷却排水温度を 30 °C とすると、所要冷却水量は、

$$\frac{Q_{02}}{1,000 \times (30 - 20)} = Q_{02} / 10,000 \quad (\text{m}^3 / \text{日})$$

焼却 (溶融) 設備用水としては、冷却水が量的に大部分を占めるため、吸収塔補給水、EP 洗浄水等、その他の用水量を冷却水量の 10% を見込む。

従って、焼却 (溶融) 設備用水量 Q_{41} は、

$$Q_{41} = 1.1 \times Q_{02} / 10,000$$

$$= 1.1 \times 10^{-4} \times Q_{02} \quad (\text{m}^3 / \text{日}) \quad (3-105)$$

第4節 共通プラント

4.1 専焼ボイラー設備

プロセス全体での蒸気量収支をとり、もし不足する場合は本設備から不足分蒸気を供給する。バーナーは重油・消化ガス混焼タイプとする。電力量は発生蒸気量の関数として表わすことができるが、ボイラーでの所要重油量は不足蒸気量の関数となる。つまり、消化を含むプロセスの場合、電力量は重油と消化ガスを焚いた全蒸気量に対して求められるが、ボイラーでの所要重油量はそのうちの不足分の蒸気量に対応する量となる。

表 3.2 0 に専焼ボイラーのカタログよりもとめた、発生蒸気量に対する電力量と所要重油量を示す。専焼ボイラーの電力原単位は発生蒸気量 T 当りでもとめる。電力量はボイラーの規模により異なるが、計算値では平均 2.9 6 kWh/T_{steam}とした。

重油量は、所用蒸気量を Q_{48} (換算 t / 日) とすると

$$Q_{48} \times \frac{1000 \times 539.6}{0.8 \times 10200 \times 0.89} = 74.3 \cdot Q_{48} \text{ (} \ell \text{ / 日)} \quad (1-106)$$

但し、

重油発熱量 10200 kcal/kg

” 比重 0.89 kg/ℓ

ボイラー効率 80 %

表 3.2 0 専焼ボイラーの電力量

換 算 蒸 発 量		1 2 0 0 kg/H	4 8 0 0 kg/H	1 2 0 0 0 kg/H
実 際 ”		1 3 9 2	5 5 6 6	13916 (12kg/cm ² G)
電 力 量	バ ー ナ モ ー タ	0.7 5 kW / 0.5 3 kWh/H	0.7 5 kW / 0.5 3 kWh/H	0.7 5 kW / 0.5 3 kWh/H
	ポ ン プ モ ー タ	0.4 kW / 0.2 8 ”	0.4 kW / 0.2 8 ”	0.7 5 kW / 0.5 3 ”
	押 込 フ ァ ン	2.2 kW / 1.7 6 ”	1 1 kW / 7.7 ”	3 0 kW / 2 1 ”
	オ イ ル プ レ ヒ ー タ	2 kW / 1.8	6 kW / 5.4 ”	1 4 kW / 1 2.6 ”
	合 計	4.3 7 kWh/H	1 3.1 kWh/H	3 4.7 kWh/H
	ton 蒸気当り(実際)	3.6 4 kWh/T	2.3 5 kWh/T	2.8 9
	平 均	2.9 6 kWh/T		

4.2 脱臭設備

脱臭設備は二塔薬液洗浄方式（酸化液，還元液の洗浄）である。脱臭風量は各プロセスフローごとに変えている。即ち，フィルタープレス，真空脱水機の場合が最も少なく，熱処理プロセスの場合はその2倍の風量とした。

所要電力量，所要薬品量とも処理風量の関数とした。

脱臭風量 $G \text{ m}^3/\text{hr}$ とする。第2編の図 3.68 の処理フローで示すように第1塔は次亜塩素酸ソーダー $100 \text{ mg}/\ell$ 液溶による酸化と第2塔では，亜硫酸ソーダー（ $2000 \text{ mg}/\ell$ ）とチオ硫酸ソーダー（ $600 \text{ mg}/\ell$ ）による還元方式である。

新水補給は第1塔で脱臭風量の3%，第2塔で2%とする。新水補給水量は第1塔の補給水量

$$W_1 = G \times 1.293 \times 0.03 \times 10^{-3} = 3.88 \times 10^{-5} G \text{ m}^3/\text{hr} \quad (3-107)$$

第2塔の補給水量

$$W_2 = G \times 1.293 \times 0.02 \times 10^{-3} = 2.59 \times 10^{-5} G = 2.59 \times 10^{-5} G \text{ m}^3/\text{hr} \quad (3-108)$$

次亜塩素酸ソーダーの消費量は注入率を $0.015 \text{ g}/\text{Nm}^3$ ，また塔底濃度を $100 \text{ mg}/\ell$ とすると

$$\begin{aligned} Z(\text{NaClO}) &= G \times 0.015 + 100 \times 2.59 \times 10^{-5} G \\ &= 0.0176 G \quad \text{g/hr} \end{aligned} \quad (3-109)$$

チオ硫酸ソーダーは，第2塔での新水補給水分量を追加するものとする。塔底濃度 $600 \text{ mg}/\ell$ とすると必要チオ硫酸ソーダーは

$$\begin{aligned} Z(\text{Na}_2\text{SO}_3) &= 600 \times 2.59 \times 10^{-5} G = 1.55 \times 10^{-2} G (\text{g/hr}) \\ & \quad (3-110) \end{aligned}$$

また硫酸は同様に塔底濃度 $700 \text{ mg}/\ell$ とすると

$$Z(\text{Na}_2\text{SO}_4) = 700 \times 2.59 \times 10^{-5} G = 1.81 \times 10^{-3} G (\text{g/hr}) \quad (3-111)$$

また亜硫酸ソーダの塔底濃度を $2000 \text{ mg} / \ell$ とすると

$$Z(\text{Na}_2\text{SO}_3) = 2000 \times 2.59 \times 10^{-5} G = 5.18 \times 10^{-2} G (\text{g} / \text{hr})$$

(3-112)

苛性ソーダの塔底濃度は $12,000 \text{ mg} / \ell$ とすると NaOH 量は

$$Z(\text{NaOH}) = 12,000 \times 2.59 \times 10^{-5} G = 3.11 \times 10^{-1} G (\text{g} / \text{hr})$$

(3-113)

となる。

一方電力量はこれまでの経験により

$$P = 0.00541 \quad \text{kWh} / \text{Nm}^3$$

(3-114)

とする。一方脱臭風量は、汚泥棟の建築寸法で決められるが今回は、Tds 当りの臭気ガス量を $1100 \text{ Nm}^3 / \text{Tds}$ とした。

4.3 分離液処理設備

熱処理プロセスの場合、高濃度の分離液が発生する。そのため長時間曝気法による分離液処理設備を設ける。この場合、電力量はほとんど曝気用ブロワーと返送汚泥ポンプの動力となる。表 3.21 に実績による各規模での電力消費量を示す。この結果汚水量当りではそれほど処理規模の影響を受けないため分離液処理設備の電力原単位は $4.64 \text{ kWh} / \text{m}^3$ とした。

表 3.21 熱処理分離液の電力量

対象汚泥量	4.0 Tds / 日	10 tds / 日	平均値
処 理 水 量	510 m^3 / 日	220 m^3 / 日	
電 力 消 費 量	2493.7 kWh / 日	964 kWh / 日	
電力原単位 m^3 当り	4.89 kWh / m^3	4.38 kWh / m^3	4.64 kWh / m^3

【参考文献】

- 1) 平岡正勝, 清水治「汚泥処理・処分問題のエネルギー的考察」
汚泥研究年報 1981 環境技術研究会
- 2) 平岡正勝, 清水治「各種濃縮設備のエネルギー効率化」
汚泥研究年報 1982 環境技術研究会
- 3) 下水道施設省資源省エネルギー化調査委員会「下水道施設の省資源省エネルギー化に関する調査」昭和55年3月, 建設省都市局下水道部
- 4) 日本下水道事業団試験研修本部試験部「下水汚泥処理処分に関する試験研究成果集」昭和56年3月
- 5) 京都大学平岡研究室「下水汚泥の処理処分対策研究報告書」昭和51年3月
- 6) 清水治, 内村輝美「下水汚泥の濃縮装置の評価」京都大学環境衛生工学研究会第1回シンポジウム講演論文集 昭和54年8月
- 7) 清水治, 内村輝美, 松尾英介「下水汚泥の濃縮設備の評価」
環境創造 1980/12月
- 8) 清水治, 松尾英介, 中村一郎「下水汚泥の脱水システムの実際」
環境創造 1980/12月
- 9) 平岡正勝, 清水治他「下水汚泥の熱調質と実際」環境創造 1980/10月
- 10) 清水治, 平岡正勝他「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理」
用水と廃水 Vol 17 №2 (1975)
- 11) 尼木敏雄, 清水治他「低温加圧方式による下水汚泥の熱処理」
クボタ技報 Vol 1 №1 (1976)
- 12) 衣笠美弘, 河杉忠昭, 浜野弘行「下水汚泥の真空脱水処理に関する研究」
水道研究所報告 Vol 5 №1 (1968) 久保田鉄工
- 13) 桑元康雄, 清水治, 内村輝美他「立型バスケットタイプ汚泥遠心濃縮機の開発」クボタ技報 Vol 3 №2, 1978年11月
- 14) 徳永清彦, 森峰亮一他「ベルトプレス型脱水機の開発と運転実績」
クボタ技報 Vol 5 №1, 1980年6月
- 15) 大島和夫, 徳永清彦他「汙布走行式加圧汙過機の下水汚泥脱水に関する研究」クボタ技報 Vol 6 №1, 1961年7月

- 16) 清水治, 内村輝美他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理－汚泥焼却炉の検討」クボタ技報 №14, 1983
- 17) 清水治, 戸田一郎他「低温加圧熱処理による下水汚泥の処理について第一報」用水と廃水 Vol 18, №7 1976
- 18) 平岡正勝, 清水治他「低温加圧熱処理による下水汚泥の熱処理について第二報」用水と廃水 Vol №2 (1978)
- 19) 衣笠美弘, 清水治「噴流式汚泥焼却システムについて」公害防止産業 Vol №3 1972.3
- 20) 衣笠美弘, 河杉忠昭, 清水治「食品廃水処理における汚泥処理について」New Food Industry Vol 13, №1
- 21) 平岡正勝「スラッジの処理技術と装置」化学工業協会編培風館昭和53年10月
- 22) 桐生市, 日本下水道事業団, 「桐生市境野環境衛生センターにおける空気吹込低温熱処理パイロットプラントの技術調査報告書」昭和55年3月
- 23) 神戸市, 日本下水道事業団「神戸市における汚泥処理・小規模プラントに関する技術調査」昭和54年度, 昭和55年3月
- 24) 東京都下水道局施設管理部「芝浦処理場, 汚泥脱水調査報告書」昭和56年10月
- 25) 谷和夫「凝集剤が脱水性能に及ぼす影響」汚泥研究年報1980環境技術研究会
- 26) 須賀増幸「大阪市の三下水処理場にみる大凝遠心脱水機による汚泥処理について」汚泥研究年報 1980 環境技術研究会
- 27) 清水治, 大島秀晴, 他「下水汚泥の処理プロセスの評価」京都大学環境衛生工学研究会第5回シンポジウム講演論文集昭和58年8月

第4章 汚泥処理システムの評価

以上、各プロセスごとのエネルギー算出式をもとめたが表4.1～4.3にこれら各プロセスでの算出式を示す。これら汚泥処理プロセスのコスト評価用のプログラムの構成を図4.1に示す。また、この計算式をもとにした計算フローを図4.2に示す。また参考のため本論文の最後にこの汚泥処理システムのエネルギー量算出プログラムを示す。

生脱水および熱処理プロセスについて計算した結果を図4.3 a.b.cに示す。処理規模は20 tds/日であり、これは水処理系流入水量として約100,000m³/日に対応する。各々図は流入汚泥中の有機物量が60, 70, 80%について行ったものである。図中の3%, 4%, 5%とあるのは、濃縮汚泥濃度を示し、おのおの混合濃縮、分離濃縮、二段濃縮を表わしている。

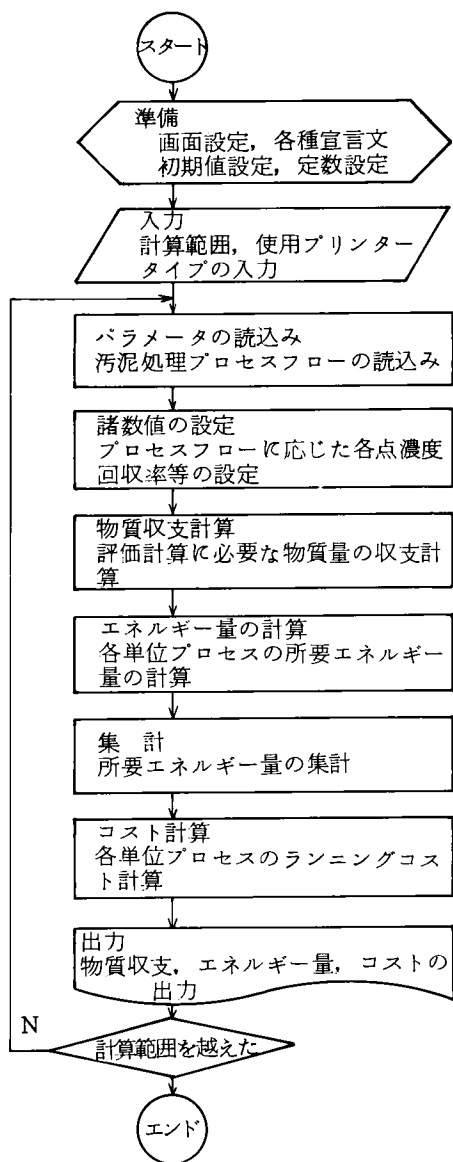


図4.2 計算フローチャート

図 4.1 汚泥処理プロセスコスト評価

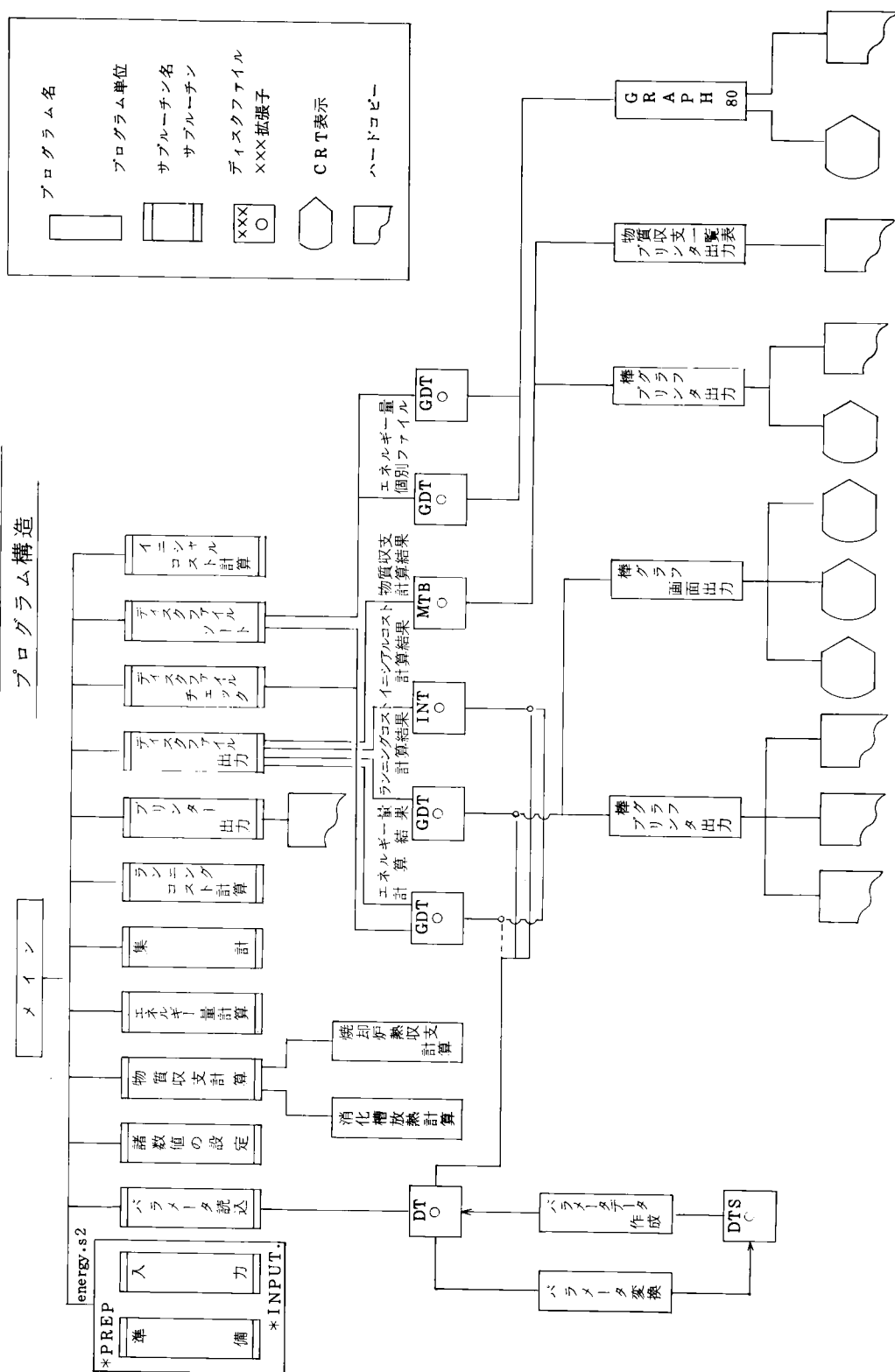


表 4.1 汚泥処理単位プロセスの電力量

単位プロセス		因子	電 力 量 (kWh/日)			備 考																
濃縮設備	処理規模		S_1, S_2	$(S_1+S_2) < 1 \text{ tds/日}$	$1 \text{ tds/日} \leq (S_1+S_2) \leq 4 \text{ tds/日}$	$4 \text{ tds/日} < (S_1+S_2)$	RF; 所要 浴過面積(m ²) または浴巾 (m) T; 稼動時間(H/日)															
	薬注	混合濃縮		$37.6 \times (S_1+S_2)$	$\{-6.67 \times (S_1+S_2) + 44.3\} \times (S_1+S_2)$	$17.6 \times (S_1+S_2)$																
		分離濃縮		$200 \times (S_1+S_2)$	$\{-11.3 \times (S_1+S_2) + 212\} \times (S_1+S_2)$	$166 \times (S_1+S_2)$																
		二段濃縮		$220 \times (S_1+S_2)$	$\{-12.7 \times (S_1+S_2) + 233\} \times (S_1+S_2)$	$182 \times (S_1+S_2)$																
	熱処理	混合濃縮		$43.7 \times (S_1+S_2)$	$\{-7.83 \times (S_1+S_2) + 51.6\} \times (S_1+S_2)$	$20.2 \times (S_1+S_2)$																
		分離濃縮		$205 \times (S_1+S_2)$	$\{-12.7 \times (S_1+S_2) + 218\} \times (S_1+S_2)$	$167 \times (S_1+S_2)$																
二段濃縮		$226 \times (S_1+S_2)$	$\{-13.7 \times (S_1+S_2) + 240\} \times (S_1+S_2)$	$185 \times (S_1+S_2)$																		
調質脱水設備	薬注	処理規模	RF, T	$RF \leq 2.5 \text{ m}^2$	$2.5 \text{ m}^2 < RF \leq 1.3 \text{ m}^2$	$1.3 \text{ m}^2 < RF$																
		真空脱水機		$3.36 \times RF \times T$	$(-0.143 \cdot RF + 3.72) \times RF \times T$	$1.85 \times RF \times T$																
		処理規模	RF, T	$RF \leq 5.0 \text{ m}^2$	$5.0 \text{ m}^2 < RF \leq 15.0 \text{ m}^2$	$15.0 \text{ m}^2 \leq RF$																
		フィルタープレス		$0.524 \times RF \times T$	$2.68 \times RF^{-0.418} \times RF \times T$	$0.363 \times RF \times T$																
		処理規模	Q_7, T	$Q_7/T \leq 1 \text{ m}^3/\text{H}$	$1 \text{ m}^3/\text{H} < Q_7/T < 4.6 \text{ m}^3/\text{H}$	$4.6 \text{ m}^3/\text{H} < Q_7/T$																
		速心脱水機		$7.76 \times Q_7$	$(-1.38 \cdot Q_7/T + 9.14) \times Q_7$	$2.80 \times Q_7$																
	熱処理	処理規模	RF, T	$RF \leq 3 \text{ m}$	$3 \text{ m} < RF < 9 \text{ m}$	$9 \text{ m} \leq RF$																
		ベルトプレス		$8.91 \times RF \times T$	$(0.0375 \times RF^2 - 0.686 \times RF + 10.6) \times RF \times T$	$7.42 \times RF \times T$																
		処理規模	Q_5	$1.00 \text{ m}^2/\text{日} < Q_5$	$1.00 \text{ m}^2/\text{日} \leq Q_5 \leq 3.60 \text{ m}^2/\text{日}$	$3.60 \text{ m}^2/\text{日} < Q_5$																
		熱処理設備		$6.6 \times Q_5$	$(2.98/Q_5 + 3.62) \times Q_5$	$4.56 \times Q_5$																
		処理規模	RF, T	$RF \leq 5.0 \text{ m}^2$	$5.0 \text{ m}^2 < RF < 15.0 \text{ m}^2$	$15.0 \text{ m}^2 \leq RF$																
		フィルタープレス (無薬注)		$0.494 \times RF \times T$	$2.50 \times RF^{-0.418} \times RF \times T$	$0.342 \times RF \times T$																
設乾	入口汚泥濃度 C_8	2.0%		3.0%	4.0%																	
備操	蒸気式・シムトラヤー	C_8, C_9, S_8	$(3.5 \times C_8 + 30) \times S_8$	$(2.8 \times C_8 - 6.2) \times S_8$	$(2.6 \times C_8 - 9.8) \times S_8$																	
焼却・溶融設備	流動層焼却炉 (排ガス循環無し)	F_1, P_1, T_1 F_2, P_2, T_2 F_6, P_6, T_6 Q_9	$2.88 \times 10^{-5} \times \{F_1 \cdot P_1 \cdot (273+T_1) + F_2 \cdot P_2 \cdot (273+T_2) + F_6 \cdot P_6 \cdot (273+T_6)\} + 0.159 \times Q_9^{4/3} + 0.219 \times Q_9 + 0.649 \times F_6 + 486$			F_1, P_1, T_1 ; 押込ファン の流量(Nm ³ /min) 静圧(mmHg) 温度(℃) F_2, P_2, T_2 ; 排ガス循環 ファンの流量, 静圧, 温度 F_6, P_6, T_6 ; 誘引ファン の流量, 静圧, 温度																
	階段式焼却炉 (排ガス循環有り)		<table><tr><td>静圧設定値</td><td>流動層焼却炉</td><td>階段式焼却炉</td><td>表面溶融炉</td></tr><tr><td>P_1</td><td>1500mm Ag</td><td>500mm Ag</td><td>100mm Ag</td></tr><tr><td>P_2</td><td>(1600mm Ag)</td><td>600mm Ag</td><td>(200mm Ag)</td></tr><tr><td>P_6</td><td>500mm Ag</td><td>500mm Ag</td><td>500mm Ag</td></tr></table>				静圧設定値	流動層焼却炉	階段式焼却炉	表面溶融炉	P_1	1500mm Ag	500mm Ag	100mm Ag	P_2	(1600mm Ag)	600mm Ag	(200mm Ag)	P_6	500mm Ag	500mm Ag	500mm Ag
	静圧設定値		流動層焼却炉	階段式焼却炉	表面溶融炉																	
	P_1		1500mm Ag	500mm Ag	100mm Ag																	
P_2	(1600mm Ag)	600mm Ag	(200mm Ag)																			
P_6	500mm Ag	500mm Ag	500mm Ag																			
焼却溶融炉 (排ガス循環無し)																						
処臭設備	二液洗浄式	QF	$0.0541 \times QF$			QF; 脱臭風量(Nm ³ /日)																
処分離設備	長時間曝気槽	Q_{43}	$4.64 \times Q_{43}$																			
チューブ設備	用水供給等		全体の電力量の3%																			
ボイラ設備	蒸気供給	Q_{48}	$2.96 \times Q_{48}$																			
処返流水	水処理系	QR	$0.3 \times QR$																			

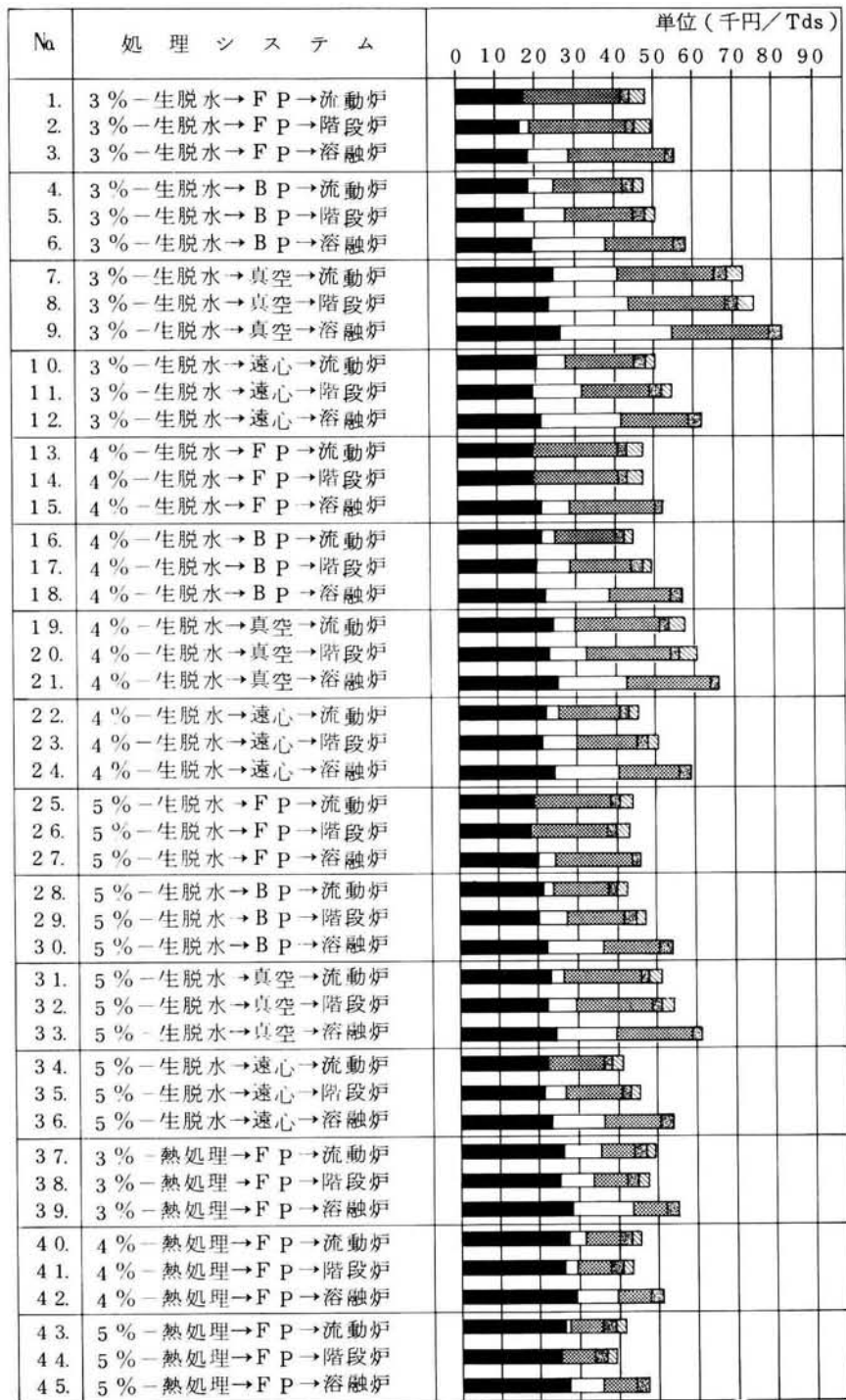
表 4.2 汚泥処理単位プロセスの薬品量

単位プロセス		因子	薬品名	薬品量	備考
調質脱水設備	薬注 真空脱水機 フィルタープレス 遠心脱水機 ベルトプレス	S_5	石灰	$(-187 \times C_5 + 1120) \cdot S_5$ kg/日	
			塩化第二鉄	$(-20 \times C_5 + 155) \cdot S_5$ "	
		C_5	ポリマー	$(-188 \times C_5 + 17.4) \cdot S_5$ "	
			ポリマー	$(-2 \times C_5 + 1.5) \cdot S_5$ "	
焼却溶融設備	全方式共通	SL, S_9	苛性ソーダ	$0.155 \times VS_9 \times S_9$ kg/日	100%濃度換算値
臭気処理設備	二液洗浄式	QF	次亜塩素酸ソーダ	$0.0002 \times QF$ kg/日	100%濃度換算値
			亜硫酸ソーダ	$0.00006 \times QF$ "	"
			チオ硫酸ソーダ	$0.0000155 \times QF$ "	"
			苛性ソーダ	$0.00009 \times QF$ "	"
			硫酸	$0.0000142 \times QF$ "	"

表 4.3 汚泥処理単位プロセスの重油、蒸気量

単位プロセス		因子	重油量 (ℓ/日)	蒸気量 (kg steam/日)	備考
調質脱水設備	熱処理設備	Q_5, PH, PR, A_{22}		(所要) $\{ 90.1 + (0.0152 + 0.829 \times \frac{PH}{PR - PH}) \times A_{22} \} \times Q_5$	PR; 反応圧力 (kg/cm ² ・abs) PH; 反応温度での飽和蒸気圧 (") A_{22} ; 空気吸込率 (Nm ³ /m ² 汚泥)
乾燥設備	蒸気式バドルドライヤ	C_8, C_9, S_8		(所要) $\{ 1.49 \times 10^5 \times (\frac{1}{C_8} - \frac{1}{C_9}) + 73.8 \} \times S_8$	
焼却設備	流動層焼却炉 (排ガス循環無)	S_9, VS_9	薬注方式	蒸気(余剰) $Q_{47} - Q_{30} = (51.2 VS_9 - 500) \cdot S_9$ kg/日	自然限度含水率 $\frac{362.5 VS_9 - 4,000}{3.625 VS_9 + 60}$
			熱処理方式	蒸気(余剰) $Q_{47} - Q_{30} = (24.9 VS_9 + 500) \cdot S_9$ kg/日	
	階段式炉 (排ガス循環有)	S_9, VS_9	薬注方式	蒸気(余剰) $Q_{47} - Q_{30} = (54 VS_9 - 300) \cdot S_9$ kg/日	自然限度含水率 $\frac{240 VS_9 - 2,500}{2.40 VS_9 + 75}$
			熱処理方式	$Q_{47} - Q_{30} = (62 VS_9 - 600) \cdot S_9$ kg/日	
溶融設備	溶融炉 (排ガス循環無)	S_9, VS_8	$(-6.7 \cdot VS_9 \cdot VS_8 \leq 54 + 362) \cdot S_9$ ℓ/日	蒸気(余剰) $Q_{47} - Q_{30} = (34.9 VS_9 - 100) \cdot S_9$ kg/日 但し, $VS_9 \leq 54$ で $Q_{47} - Q_{30} = 1,650 \cdot S_9$ kg/日	自然限度含水率 $\frac{113 VS_9 - 3,500}{1.13 VS_9 + 65}$
専焼ボイラー		Q_{48}	$74.3 \cdot Q_{48}$		

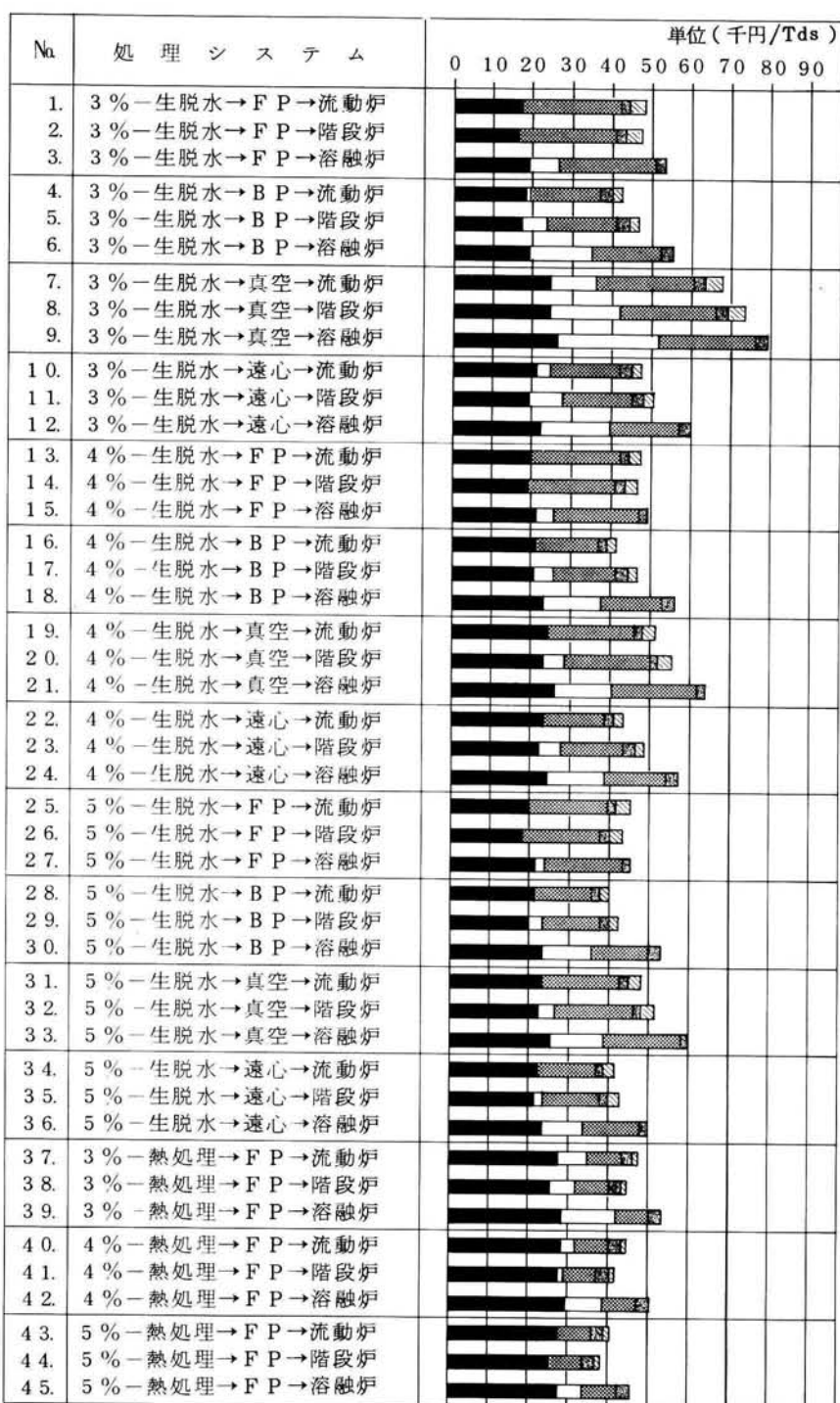
図4.3 a 汚泥処理設備のランニングコスト評価 VS60%



凡例

電力費 燃料費 薬品費 上水費 処分費

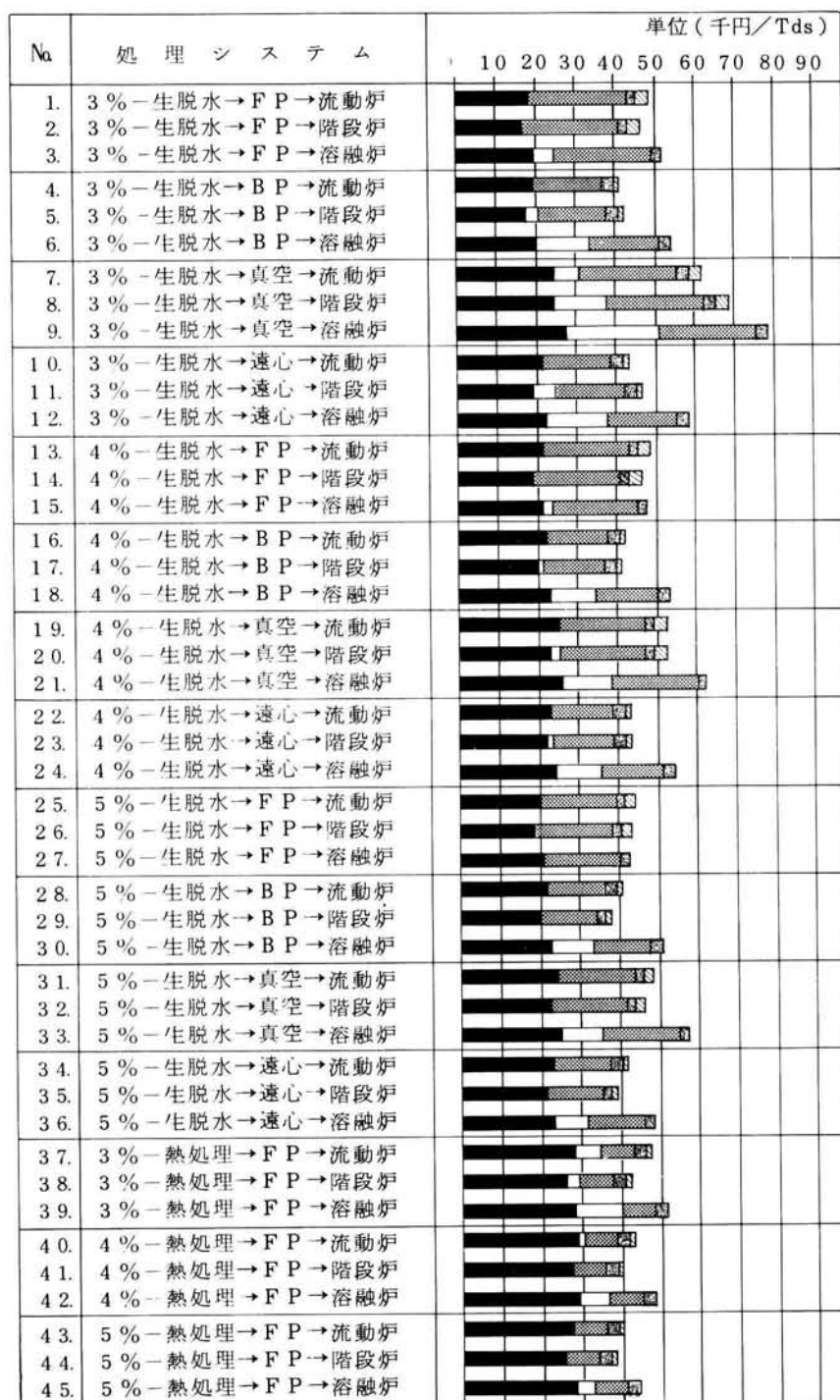
図 4.3 b 汚泥処理設備のランニングコスト評価 VS70%



凡例

電力費 燃料費 薬品費 上水費 処分費

図 4.3 c 汚泥処理設備のランニングコスト評価 VS 80%



1. 濃縮方式について

図 4.1 を見ればわかるように、濃縮方式が高度になるに従って、プロセス全体のランニングコストは、減少しているのがわかる。これは、どのようなユニットプロセスの組合せの場合も言えることで、いかに濃縮設備が汚泥処理プロセスのランニングコスト全体に与える影響が大きいかを示している。特に真空脱水機のプロセスでは、その傾向が顕著であり、二段濃縮方式になると、他の脱水機種と競合できる程度にまで、ランニングコストが減少している。

熱処理プロセスの場合も同様の傾向にある。しかし、同じ混合濃縮方式で、生脱水方式（例えばフィルタプレスやベルトプレス脱水方式）と比べると、ランニングコストの総額には差がないが、費目の構成比がかなり異なっている。即ち、生脱水方式の方が熱処理方式に比べて電力費の占める割合が小さく、その分、薬品費が大きくなっている。

総じて言えることは、濃縮方式が高度になるに従って調質方式、脱水機種、焼却方式の違いによる差が縮まってきていることである。これは、既存の汚泥処理設備でも、濃縮濃度の改善に努めれば、プロセス全体の性能を向上させ、ランニングコスト低減を実現させることができることを示唆している。脱水機の性能を改善しても、その影響の及ぶ範囲は焼却炉だけだが、濃縮設備を改善すれば汚泥処理プロセス全体を良くすることができる。

2. 調質方式について

本計算でとりあげた調質方式は、生脱水と熱処理法である。熱処理法は低温加圧式であり、発生する分解ガスの処理及び分離液の処理を含めたランニングコストとなっている。

図 4.3 の、同じ濃縮方式での熱処理方式とベルトプレス方式とを比較すると、熱処理方式が、ベルトプレス脱水方式と並んで低ランニングコストを実現できることがわかる。但し、焼却炉が熔融方式のように炉内温度を高く保つ必要のある場合には、ケーキ含水率の高いベルトプレスは不利になる。図 4.4 にベルトプレス脱水と熱処理・プロセスの比較図を示す。本計算では階段炉の炉温調整に排ガス循環方式を用いたため、熱処理脱水ケーキに対しては熱的には高性

能となっている。一方高含水率の脱水ケーキはロストルへの汚泥の付着が問題になるため、炉への投入ケーキ含水率は、50%以下に制限している。従って、階段炉の場合、排ガス循環量をケーキの理論空気量と同量にして、熱収支計算をした結果、投入ケーキ含水率が50%以上でも自燃するが、前記の理由により、脱水ケーキは含水率50%まで乾燥されることになる。炉での過剰熱量を排ガス循環量の増加によっておさえてしまう結果になるため、高含水率のケーキは階段炉には向かない。

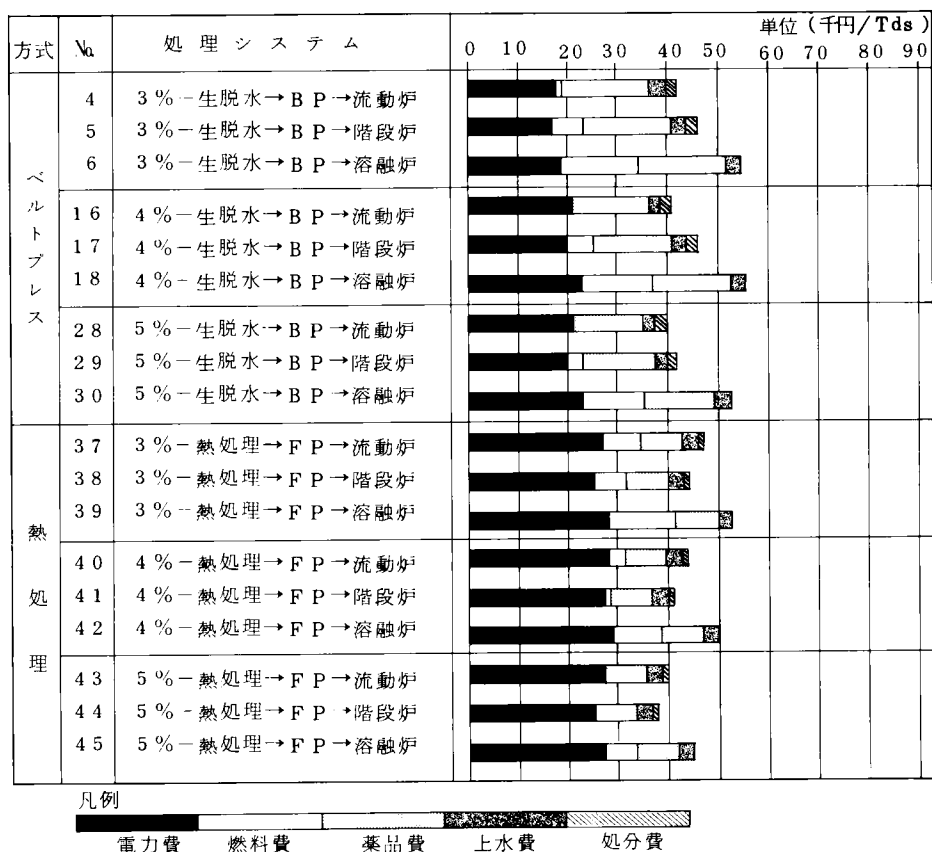


図 4.4 ベルトプレスと熱処理の比較〔VS70%〕

一方、熱処理方式の場合には、脱水ケーキ含水率が50%であり、そのまま無理なく階段炉へケーキを導入でき、熱的に有利である。また電力費の点では流動炉より階段炉の方が優れているため、その差がランニングコストの差となって、熱処理方式の場合は階段炉が最もランニングコストが安くなっている。また、スケールアップの点でも階段炉の方が比較的容易で大規模処理には向いているものと思われる。

このように、単に調質方式を比較しただけでも、焼却炉の違いによって結果が大きく異なる。しかし、生脱水方式の場合には、ベルトプレスー流動層炉のケースが有利であり、熱処理方式の場合には階段炉との組合せが最適となる。2者の比較をした場合には、熱処理ー階段炉の方がランニングコストは安くなる。また図4.3のcに示すように汚泥濃度が4%以上になると有機物量が60%から80%へ増加するに従って、生脱水ーベルトプレスのケースでも階段炉が有利になっていることがわかる。

熱処理方式の場合、汚泥の加温に要する熱量、電力量は汚泥量(m^3/H)に比例する。従って、濃縮汚泥濃度が高ければ高い程、経済的であり、図4.4を見てもその傾向が出ている。また、熱処理方式では、汚泥の調質を無薬注で行えるため、汚泥の質的変動に左右されず安定した運転ができメンテナンスの面で薬注方式より問題が少ない。

3. 脱水方式について

図4.3a~cに示すように、生脱水方式の場合、ランニングコストはベルトプレスが最も安い。但し、焼却炉は熱的に有利な流動炉でなければならない。しかし、有機物量が高くなるに従って、その他の炉でも対応できるようになる。また、ベルトプレスの利点は、濃縮汚泥濃度の違いや有機物量の違いに関係なく、常に低コストを実現できることにある。しかし、ひとつの処理場でも汚水の性状や、施設の運転条件により、濃縮汚泥濃度や有機物量は常に変動している。従って、あらゆる条件で安定した処理性能を発揮するには、常に調質のための高分子凝集剤の管理を充分行う必要がある。

真空脱水機は、ケーキ含水率が高いうえに、無機凝集剤を大量に添加するた

め相対的に有機物量が低下し、燃料費が高くなる。しかし、これも濃縮濃度が高くなれば、かなり低減され、他の脱水機種と同等のランニングコストを期待できるようになる。真空脱水機の場合は、特に濃縮設備のもつ役割が重要になってくる。また、有機物量の増加によってもランニングコストの低減が期待できるが、これが脱水性の低下を招く。従って実際の運転では、薬注率その他の条件設定がむづかしくなり、維持管理に注意を要するようになるだろう。図 4.5 に加圧脱水機とベルトプレスとの比較図を示す。

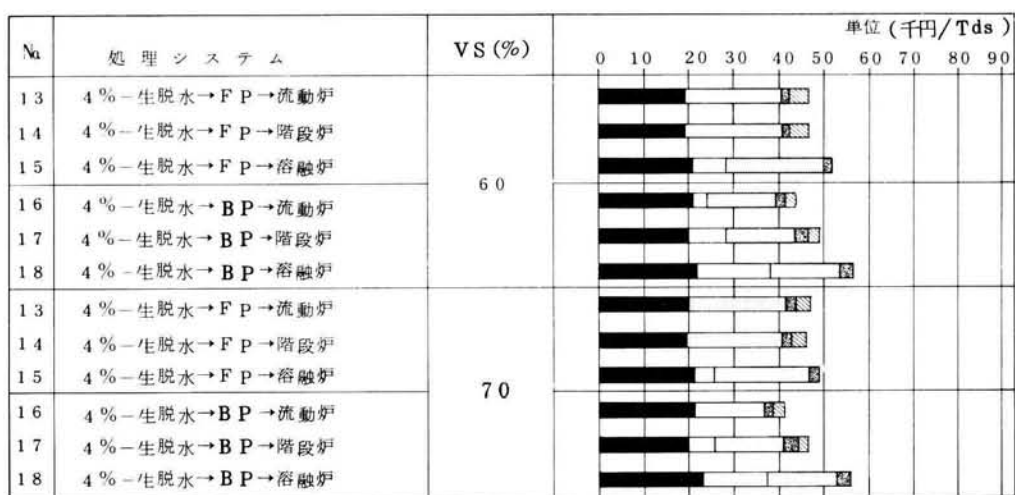


図 4.5 ベルトプレス脱水と加圧脱水の比較

加圧脱水機は、比較的容易に低含水率のケーキが得られるため、焼却プロセスをもたないケーキ処分の場合に多く用いられている。しかし、図 4.5 に示すように、高含水率のベルトプレスよりランニングコストが高くなってしまいうケースがある。これは薬品費が高いためである。有機物量が高くなると、ベルトプレスの場合には燃料費の低減によってランニングコストが安くなるが、加圧脱水の場合には無機薬品の添加により、発熱量が低下するため、相対的にベルトプレス脱水が有利となる。しかし、多量の熱源を必要とする、熔融炉の場合、加圧脱水はかなり有利である。特に有機物量が高くなると、フィルタプレスー熔融方式が他の方式と同等のランニングコストで運転できるようになる。

図 4.6 にベルトプレス脱水機と遠心脱水機の比較を示す。

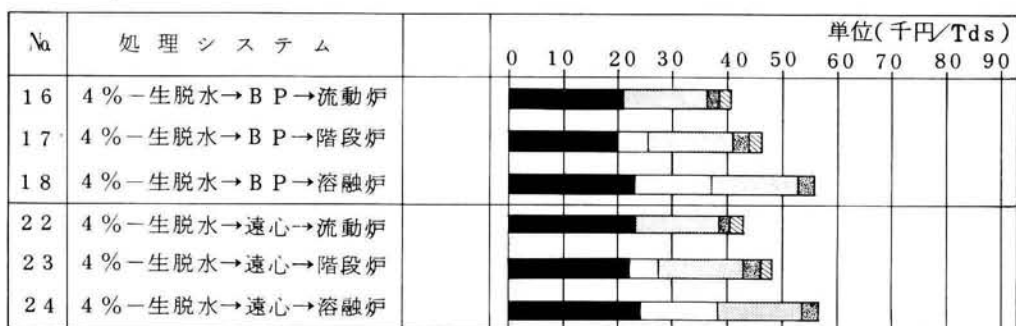


図 4.6 ベルトプレスと遠心脱水機の比較〔VS70%〕

遠心脱水機は、薬品費がベルトプレス並みにおさえられる反面、所要電力量が高くなるのが欠点である。しかし、ランニングコストの点からみればベルトプレスとはほとんど差はない。むしろメンテナンスの容易さから見れば、ベルトプレスを上廻ってをり、一概にどちらが良いとは言えない。ここでは、消耗品費（沪布の交換など）や補修費（スクリーナー歯先肉盛など）を考慮していないため、総合的な判断はできないし、騒音の問題から処理場の立地条件によっても選択はかわってくるだろう。

以上のように各脱水機を比較してみると、低濃縮濃度の真空脱水方式を除けば、各方式ともそれ程大きな差はでない。脱水機に関して言えば、その選択は、ランニングコストの比較によるよりも、メンテナンス性やイニシャルコストの検討から始めるのが妥当と言える。但し、後続の熱プロセスが溶融炉のように多量の熱源を必要とする場合には、フィルタプレスが有利である。また本計算では、焼却の前段に乾燥機を入れた処理フローとなっており、熱損失も大量処理規模のものを想定して低めの値を設定しているため、焼却プロセスの熱効率はかなり高いものとなっている。従って、小規模処理施設や、乾燥を含まない流動層炉、階段炉の場合には、もっと加圧脱水機が有利になる。

4. 焼却方式について

図 4.7 にベルトプレス脱水機を用いた時の流動層炉と階段炉の比較を、図 4.8 に加圧脱水機を用いた時の流動層炉と階段炉の比較を示す。

汚泥処理設備のランニングコスト評価

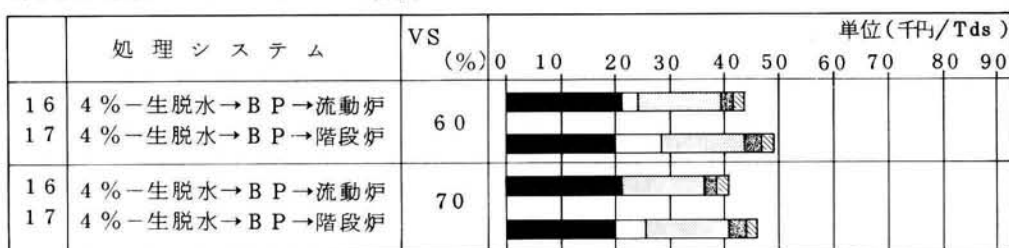


図 4.7 流動炉と階段炉の比較（ベルトプレスの場合）

今まで述べてきたように、焼却炉の違いだけでは、ランニングコストの優劣を判断することはできない。しかし、生脱水プロセスの時脱水ケーキが自燃しない場合（乾燥機への熱量供給も含めて）には流動炉を、また自燃する場合には階段炉を選択するのが良い。即ち、前者の場合、熱的に経済的な流動炉を、後者の場合には所要電力量の少ない階段炉をえらぶのである。このことは図 4.7、図 4.8 を見るとよくわかる。

一方、熱処理プロセスの場合には、例外なく階段炉が有利であり、その理由は既に述べた。

熔融炉は、最終処分形態が制約される場合に選択されることが多いため、単にコスト面の検討だけでは不十分である。図 4.9 に熔融炉の検討用の図を示すように、有機物量が高くなれば、加圧脱水機と組み合わせることにより、充分、低ランニングコストで運転することができるようになる。さらに、熔融システムとしては、熱処理方式と組み合わせることにより熔融炉で得られる蒸気を熱処理反応缶の加温に用いることができ、汚泥の調質・脱水を熱的に処理するため最も省エネシステムとすることができる。熔融スラグの資源化がはかられ

汚泥処理設備のランニングコスト評価

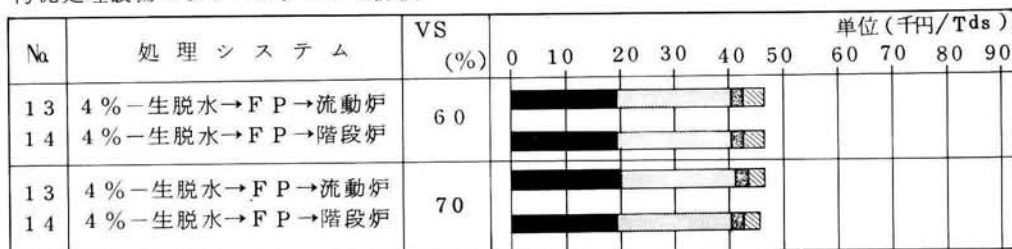
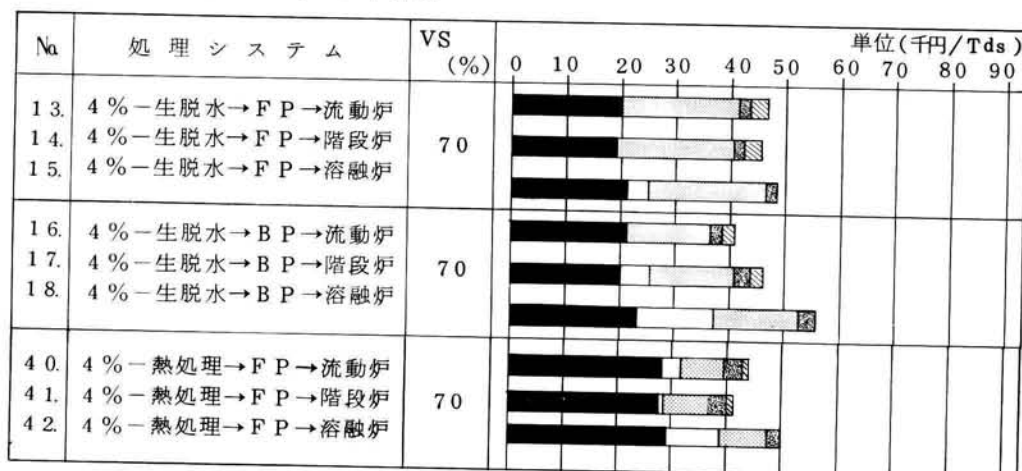


図 4.8 加圧脱水での流動層炉と階段炉の比較

汚泥処理設備のランニングコスト評価



凡例



図 4.9 熔融炉について〔VS70%〕

ば、たとえ資材としての流通による利益が出なくても、処分地確保や二次公害の問題が解決されるため、大きなメリットがあり、今後熱処理との組合せによる新しい処理システムとして期待されている。

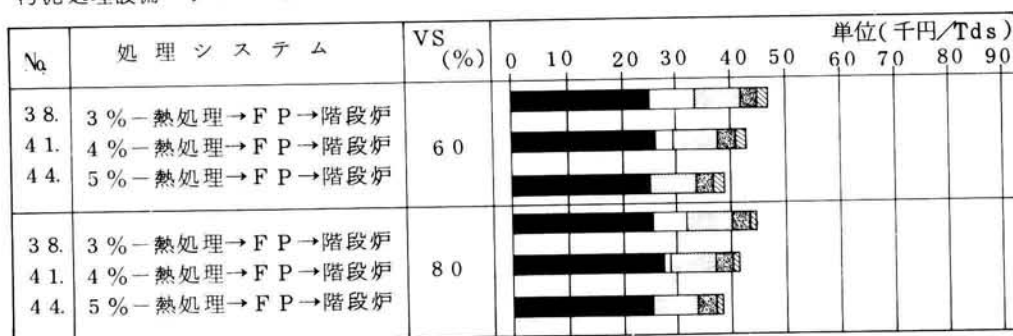
5. 有機物について

図 4.3 の a, b, c を見てわかるように、有機物量が増加しても、各プロセスの順位が大きくかわることはない。ただ各プロセス間のランニングコスト差が次第に縮まってくることは確かである。また、各プロセスとも自然しうるケースが増えてくるため、流動炉よりも階段炉が有利になってくる。

一般に、処理場の流入汚水の有機物量は、処理区域の都市化に伴って増加することが多い。従って、処理場の計画をする場合は、有機物量の変動によらず、安定して低ランニングコストを実現できるプロセスを選択するのが良い。そういう意味では、生脱水方式の場合はベルトプレスが有利である。図 4.10 に熱処理プロセスにおける有機物量の影響を示すが熱処理方式も、有機物量の変動には余り影響を受けない。熱処理プロセスにおける焼却炉は、脱水ケーキが低含水率、高有機物量であるため、熱的には非常に有利である。従って、汚

泥の有機物量が増加しても、焼却設備のランニングコストとしては、既に頭打ちの状態にあると言える。グラフ中に燃料費として現われているのは、汚泥の加温に要する熱量であり、これは濃縮濃度に影響されるものである。

汚泥処理設備のランニングコスト評価



凡例

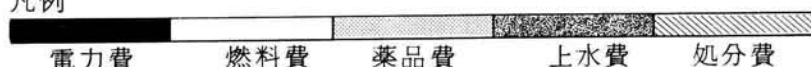


図 4.1 0 熱処理プロセスにおける有機物量の影響について

6. 熱処理システムについて

熱処理プロセスにおいてはその薬品費がかなり節約でき電力費、燃料費とも生脱水プロセスなみにおさえることができるため、ランニングコストは極めて低廉である。また、熱処理の場合、生脱水プロセスと違って濃縮設備のいずれを問わず、安定して低ランニングコストを実現していることは重要である。これは、流入汚泥性状の変動によって濃縮設備の性能が低下しても、汚泥処理全体としては安定した運転ができることを意味する。

熱処理プロセスでは、焼却炉の順位が階段炉－流動炉－熔融炉の順になっているのは、次の様な理由によるものと思われる。即ち、生脱水の場合には、仮に自然限度が50%以上であっても階段炉の機構上50%以下に乾燥しなければならないため、乾燥設備で余分に蒸気を必要としており、その分の燃料費の差がランニングコストの差として現われている。一方、熱処理プロセスでは脱水ケーキ含水率が50%であるため、乾燥機による熱的な処理を必要とせず階段炉へ汚泥を導入できる。しかも、流動層炉より消費電力量が少ないという利点が活かされて、階段炉が優位に立っている。スケールアップの容易さ等から見

ても、熱処理プロセスには階段炉が適するものと思われる。

次に注目すべき点は溶融炉のランニングコストが低いことである。溶融炉の場合、処分形態がスラグであり、重金属の溶出防止やスラグの資源化等のメリットが付加されるため、単にコストの面だけから他の焼却炉と比較するのは妥当でない。しかし、更に熱的に改善されれば、他の焼却炉とコストの面だけでも充分太刀打ちできる可能性があることを図は示している。

いずれも汚泥濃度を高くすることによりランニングコストを低くすることができる。焼却炉を含めたトータル処理では、熱処理－加圧脱水機－階段炉方式が最もランニングコストが低くなる。ついで、高分子凝集剤－ベルトプレス－乾燥・流動層炉となり調質・脱水のコストが焼却処理にまで影響する。

薬注方式の焼却炉の比較では、流動層炉＜階段炉＜溶融炉の順になる。熱処理方式では、廃熱ボイラーの熱回収効率の増加により、階段炉＜流動層炉＜溶融炉となる。

第5章 まとめと今後の課題

以上第1編の下水汚泥の濃縮，第2編で下水汚泥の調質脱水，第3編の乾燥焼却と運転データを中心に，処理性能の安定とエネルギー消費量の低減等の観点より，効率よい下水汚泥処理システムの開発と運転方式等をまとめ，各編の終りに，それぞれ濃縮，調質脱水，乾燥焼却の各単位プロセスの比較とシステムによるエネルギー量の算出を行った。さらに最後の第4編では本論文の結論して，各単位操作ごとの固形物収支式とエネルギー量の算出式をもとめた。このエネルギー量より，20Tds/日規模の汚泥処理プラントに対しての各処理システムのエネルギー評価を行った。以下に得られた結果を要約する。

- ① 重力濃縮槽は，エネルギー消費量が少なく，重力濃縮で安定した汚泥濃度が得られれば，これ程省エネな方法はない。また，重力濃縮槽の運転としては，投入汚泥濃度と，濃縮槽内のSRTの制御により，3%程度にまでは濃縮することができる。
- ② 調質・脱水方式の生脱水処理では，汚泥濃度を高くすればする程，薬注量の低下とろ過速度の上昇により省エネになる。各脱水機においても，強制濃縮のランニングコストは，脱水プロセスで十分回収することができる。
- ③ 汚泥の処分費を含めたランニングコストでは，熱処理・加圧脱水<高分子・ベルトプレス脱水<石灰塩鉄・加圧脱水<遠心脱水<真空脱水となる。
- ④ 焼却炉を含めたシステム評価においても，濃縮汚泥の濃縮効果は後のランニングコストに大きく影響する。
- ⑤ 焼却炉の評価として，前段に乾燥機を用いる省エネ方式による流動層炉と，階段炉，および熔融炉の評価をおこなったが，熱処理方式以外では，ランニングコストは流動層炉が最も小さい。

汚泥処理プロセスの選択は，単にイニシャルを含めたランニングコストだけではなく，汚泥の熔融スラグ化による重金属の封じ込めによる安定化や，再利用またコンポスト等による資源化などの検討を含めて決定すべきものである。また今回のコスト計算も汚泥が安定した定常状態での試算であり，建設当初の汚泥発生量の少ない場合の検討等，運転操作により各プロセスとも評価は大きい。

に変わるものとする。

今後とも、よりエネルギー消費量の少ない汚泥処理プラントが要求されるが、汚泥処理プラントはシステムとしての評価が必要である。

特に重力濃縮槽の見直しや、高分子凝集剤による低含水率の脱水ケーキを得る脱水機の開発、下水汚泥用の高含水率ケーキを直接乾燥できる乾燥機の開発、さらに、これら汚泥処理機械の安定化また維持管理面からの省エネ運転とまだまだ検討する事は多い。今回の研究の成果として、各処理場で実際のプラントが実運転に入っている。今後ともこれらのデータをもとに、より精度の高いエネルギー評価を行いたい。

記 号 表

記 号		内 容	単 位	備 考
一 般 記 号 *	C	濃 度	%	但し 蒸気は T/日
	LG	液ガス比	$\text{kg H}_2\text{O}/\text{kg AIR}$	
	Q	流 量	$\text{m}^3/\text{日}$	
	RC	固形物回収率	%	
	S	固形物量	Tds/日	但し, 脱臭では g/Nm^3 ドライベース
	T	薬品添加率	%	
	VS	有機物量	%	
特 殊 記 号	BO ₄₆	分離液処理設備流入 BOD	m^3/ℓ	流入汚泥量当り 流入 ds 当り 循環液当り
	BS ₄₆	" BOD-SS 転換率	%	
	Cw	脱水設備ろ布洗浄排水濃度	%	
	LB ₄₆	分離液処理設備曝気槽 容積負荷	$\text{kg BOD}/\text{m}^3\text{日}$	
	PB ₄₆	" " 水路巾	m	
	PD ₄₆	" " 水 深	m	
	PN ₄₆	" " 消泡ノズル取付ピッチ	m	
	QF	脱臭設備処理風量	$\text{Nm}^3/\text{日}$	
	QG ₂₂	熱処理設備分解ガス量 (乾ガス+水分)	$\ell/\text{min} \cdot \text{本}$	
	QN ₄₆	分離液処理設備曝気槽 消泡ノズル		
	R ₂₂	熱処理設備分解ガス蒸気 量率	%	
	RB ₄₃	分離液処理設備 BOD 除去率	%	
	RD ₂₅	熱処理設備 22 溶出率	%	
	TP ₂₇	" 気液分離スクラ バー出口ガス温度	℃	
	Ws	脱臭設備洗浄槽新水補給率	%	
	X ₂₇	熱処理設備気液分離スクラ バー出口ガス絶対温度	$\text{kg} \cdot \text{H}_2\text{O}/\text{kg 乾ガス}$	

* 一般記号は、添字によって各々の場所での量を表わす。

筆者が久保田鉄工㈱に入社以来、下水汚泥の新製品、新技術の開発業務に携わってきたが、これらの汚泥処理プラントが多くの都市の実際施設に採用され運転されるに至った。本研究は、これらプラントの原理と開発時の運転解析データと実プラントでの運転データを中心にエネルギー量の算出を行い、今後の汚泥処理プラントの一つの評価方法を考えてきた。下水汚泥の処理はこれからの問題であり、嫌気性消化によるメタン回収や、コンポストによる資源化などまだまだ多くの方式があり、決定的な方式はでてこないであろうし、汚泥処理法は、その地域での環境条件、経済条件、社会条件で決定されるものとする。現在のエネルギー問題より汚泥処理の単位プロセスの評価時代は終り、汚泥処理・処分を含めたシステム評価の時代である。この意味で本研究が、今後とも下水汚泥の処理施設の計画、設計、運転、維持管理の面で利用されるならば幸甚である。

謝 辞

本論文作成にあたり，御多忙の御身を顧みず，終始一貫して懇切で適切な御指導と励ましをいただきました京都大学教授平岡正勝博士に心より感謝いたします。また本研究の遂行にご協力を賜りました久保田鉄株式会社，環境プラント事業部の方々に感謝の意を表します。